

**SKRIPSI – ME141501**

**PENILAIAN RISIKO SOSIAL PADA TERMINAL DAN KILANG  
BAHAN BAKAR MINYAK, STUDI KASUS: PT. TRANS PACIFIC  
PETROCHEMICAL INDOTAMA**

Fatiya Indriana Sarasvati  
NRP 04211440000111

Dosen Pembimbing  
A.A.B. Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.  
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc.

**DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2018**





**ITS**  
Institut  
Teknologi  
Sepuluh Nopember

SKRIPSI - ME 141501

## **PENILAIAN RISIKO SOSIAL PADA TERMINAL DAN KILANG BAHAN BAKAR MINYAK, STUDI KASUS: PT. TRANS PACIFIC PETROCHEMICAL INDOTAMA**

Fatiya Indriana Sarasvati  
NRP 04211440000111

Dosen Pembimbing  
A.A.B. Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.  
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
2018

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



SKRIPSI - ME 141501

# **SOCIETAL RISK ASSESSMENT OF TERMINAL AND REFINERY UNIT, A STUDY CASE: PT. TRANS PACIFIC PETROCHEMICAL INDOTAMA**

Fatiya Indriana Sarasvati  
NRP 04211440000111

Supervisors

A.A.B. Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.  
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
2018

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## LEMBAR PENGESAHAN

**Penilaian Risiko Sosial pada Terminal dan Kilang Bahan Bakar Minyak, Studi Kasus: PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama**

### TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi *Reliability, Availability, Management  
and Safety (RAMS)*  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Fatiya Indriana Sarasvati**  
NRP. 04211440000111

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :

A.A.B. Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.

Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc.

 )  
(  )

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## LEMBAR PENGESAHAN

### PENILAIAN RISIKO SOSIAL PADA TERMINAL DAN KILANG BAHAN BAKAR MINYAK, STUDI KASUS: PT. TRANS PACIFIC PETROCHEMICAL INDOTAMA

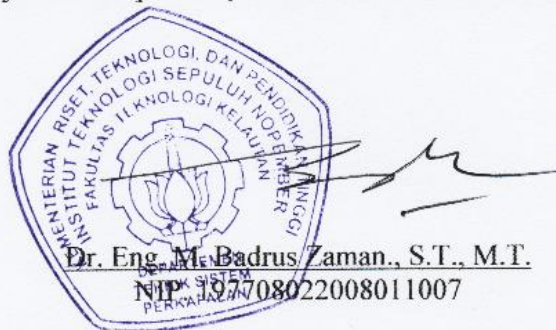
#### TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Bidang Studi *Reliability, Availability, Management  
and Safety* (RAMS)  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**Fatiya Indriana Sarasvati**  
NRP. 04211440000111

Disetujui oleh Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan :



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

**Penilaian Risiko Sosial pada Terminal dan Kilang Bahan Bakar Minyak, Studi Kasus: PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama**

**Nama Mahasiswa : Fatiya Indriana Sarasvati**

**NRP : 04211440000111**

**Departemen : Teknik Sistem Perkapalan ITS**

**Dosen Pembimbing 1 : A.A.B. Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.**

**Dosen Pembimbing 2 : Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc.**

**Abstrak**

*PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (TPPI) adalah sebuah kilang minyak yang beroperasi di Tuban, Jawa Timur. PT. TPPI mengolah kondensat menjadi berbagai macam produk seperti bahan bakar minyak. Semua proses pengolahan kondensat menjadi bahan bakar minyak khususnya solar yang terjadi di PT. TPPI perlu dilakukan penilaian risiko sosial lebih dalam untuk mengurangi tingkat risiko terjadinya bahaya seperti kebakaran. Bahaya yang ditimbulkan bisa disebabkan karena komponen-komponen yang kurang memadai. Maka dari itu dilakukanlah analisa risiko dengan metode HAZOP (Hazard and Operability) Study dengan standar BS IEC 61882. HAZOP ini dijadikan acuan untuk menentukan nilai frekuensi kegagalan dari penyebab yang terjadi. Analisa frekuensi kegagalan dilakukan dengan menentukan nilai frekuensi kegagalan dari tiap komponen yang terdapat pada sistem dengan menggunakan data dari DNV failure frequency guidance dan OGP (Oil and Gas Producers) yang kemudian di plotkan dalam FTA (Fault Tree Analysis) dan ETA (Event Tree Analysis). Penilaian dengan FTA dilakukan dengan pendekatan dari kejadian puncak (top event) hingga suatu kegagalan dasar (root cause). ETA menggunakan masukan berupa pemicu kejadian (initial event) dari nilai kejadian top event pada FTA. Initial event pada tugas akhir ini adalah oil release. Nilai frekuensi kegagalan terbesar dengan perhitungan FTA adalah sebesar  $7,9E-9$  sedangkan dengan perhitungan ETA adalah sebesar  $4,54E-09$  untuk terjadinya pool fire dan  $5,61E-10$  untuk terjadinya evaporation. Skenario konsekuensi yang digunakan berupa pool fire dan evaporation. Pemodelan konsekuensi menggunakan fire modelling software yang menunjukkan hasil konsekuensi berupa pool fire. Hasil konsekuensi pool fire ini adalah berupa radius intensitas panas dalam fatality level sebesar  $4 \text{ kW/m}^2$ ,  $12,5 \text{ kW/m}^2$ , dan  $37,5 \text{ kW/m}^2$ . Evaluasi risiko akan dipresentasikan dengan menggunakan F-N Curve. Risiko yang masuk ke dalam kategori unacceptable harus dilakukan mitigasi dengan metode LOPA (Layer of Protection Analysis) seperti risiko yang ditimbulkan oleh terbentuknya pool fire dengan skenario diameter lubang kebocoran sebesar 200 mm. Nilai frekuensi untuk pool fire pada storage tank area menunjukan angka sebesar  $1,44E-03$  di mana angka tersebut masuk ke dalam kategori unacceptable pada F-N Curve. Setelah dilakukan mitigasi dengan LOPA berupa penambahan IPL (Independent Protection Layer) berupa gas detector dan CO<sub>2</sub> system maka nilai frekuensi menjadi  $2,88E-06$  yang menandakan frekuensi tersebut telah berpindah ke daerah ALARP (As Low As Reasonably Practicable Risk).*

**Kata kunci: kilang minyak, penilaian risiko sosial, HAZOP, fire modelling, mitigasi**

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## **Societal Risk Assessment of Terminal and Refinery Unit, A Study Case: PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama**

**Name of Student** : Fatiya Indriana Sarasvati  
**NRP** : 04211440000111  
**Department** : Marine Engineering  
**Supervisor 1** : A.A.B. Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.  
**Supervisor 2** : Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc.

### **Abstract**

*PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (TPPI) is an oil refinery operating in Tuban, East Java. PT. TPPI processes condensate into various products such as fuel oil. The process of condensate turn into fuel oil especially diesel oil that occurs in PT. TPPI needs to be examined deeper about social risk assessment to reduce the level of hazards such as fire. The hazards can be caused by inadequate components. Therefore, risk analysis is done with HAZOP (Hazard and Operability) Study method with BS standard IEC 61882. HAZOP is used as a reference to determine the value of the failure frequency of the causes that occur. The failure frequency analysis is performed by determining the failure frequency value of each component in the system using DNV failure frequency guidance and OGP (Oil and Gas Producers) data which is plotted to FTA (Tree Fault Tree Analysis) and ETA (Event Tree Analysis). FTA is done by calculating from top event to a root cause then ETA used the initial event from the top event value on the FTA. Initial event in this research is oil release. The highest value of frequency using FTA calculation is  $7,9E-9$  while using ETA, the value are  $4,54E-09$  for pool fire incident and  $5,61E-10$  for evaporation incident. This research used pool fire and evaporation as the consequence scenarios. The modelling of consequence uses fire modelling software that shows the consequences of pool fire. The result of this pool fire is a radius of heat intensity in fatality level of  $4 \text{ kW/m}^2$ ,  $12,5 \text{ kW/m}^2$ , and  $37,5 \text{ kW/m}^2$ . Risk evaluation will be presented using F-N Curve. Risks that categorized into unacceptable category should be mitigated by LOPA (Layer of Protection Analysis) methods such as the risk of pool fire with a leakage scenario of 200 mm. The failure frequency values for pool fire in the storage tank area show a number of  $1,44E-03$  where the numbers can be categorized into unacceptable category on the F-N Curve. After performing mitigation with LOPA in the form of addition some IPL (Independent Protection Layer) such as gas detector and  $\text{CO}_2$  system to the system then the failure frequency value becomes  $2,88E-06$  which can be categorized into ALARP (As Low As Reasonably Practicable Risk) category.*

**Keywords:** Oil refinery unit, social risk assessment, HAZOP, fire modelling, mitigation

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Allah Subhanahu Wa Ta'ala, yang telah memberikan rahmat dan anugerah-Nya sehingga penulis mampu menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **Penilaian Risiko Sosial pada Terminal dan Kilang Bahan Bakar Minyak, Studi Kasus: PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama** ini dengan baik dan tepat waktu. Tugas akhir tersebut diajukan sebagai salah satu persyaratan kelulusan program studi sarjana Departemen Teknik Sistem Perkapalan, Fakultas Teknologi kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam proses penyelesaian Tugas Akhir dan keberhasilan menempuh program studi sarjana, tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu penulis menyampaikan rasa terima kasih kepada pihak-pihak di bawah ini, yaitu :

1. Kedua orang tua, Siti Mukhaenah dan Kasiyanto yang selalu memberikan dukungan baik moril maupun materil untuk semua aktivitas dan kegiatan yang dilakukan serta selalu menyebutkan nama anaknya di dalam doa.
2. Saudari penulis, Pravianti Sulisty Wardhani yang selalu menyemangati adiknya untuk menjalani yang terbaik.
3. Dr. Eng. Trika Pitana, S.T., M.Sc., selaku dosen wali yang telah banyak memberikan bimbingan baik akademik maupun non akademik.
4. Bapak A.A.B. Dinariyana D. P., S.T., MES., Ph.D., selaku dosen pembimbing pertama sekaligus Kepala Laboratorium RAMS.
5. Bapak Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc., selaku dosen pembimbing kedua dan dosen pengampu Laboratorium RAMS.
6. Bapak Dr. Ir. A. A. Masroeri, M.Eng., Bapak Dr. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc., Bapak Achmad Baidowi, S.T., M.T., dan Bapak Dr. Eddy Setyo K., S.T., M.Sc., yang telah membimbing dalam mata kuliah Desain I, II, III, dan IV serta seluruh dosen, tenaga kependidikan, dan manajemen Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK – ITS.
7. Bapak Cholil, Bapak Haryono, Bapak Nuryanto, dan seluruh karyawan PT. Trans-Pacific Petrochemical Indotama yang telah membantu dan memudahkan dalam pengambilan data demi terselesaikannya Tugas Akhir ini.
8. Keluarga Perumdol Holiday, Cide, Galih, Iji, Kemas, Lepi, Iqbal, Tio, Salpin, Azka, Mego, Rayka, Ilham, Alif, Ben, Ceje, Daniel, Kukuh, Gilang, dan Gara yang setia menemani dari maba hingga sekarang.
9. Teman-teman yang menamai dirinya Friends with Benefits yaitu Afi, Rani, Rifa, dan Tasya yang dari SMA hingga sekarang selalu menjadi tempat untuk berkeluh kesah walau terkadang tidak ada solusi yang didapat.
10. Teman-teman seperjuangan di ITS dari SMAN 1 Tambun Selatan yaitu Ayu, Fasya, Abi, Dion, Zuhdi, Althof, dan Anas yang selalu menjadi kawan berkuliner ria selama di Surabaya.
11. Teman-teman di Tambun yaitu Caca, Icen, Tika, Njab, Deva, Nadi, Vivi, Ifa, dan Sarah yang setia menjadi teman bermain selama libur semester.
12. Seluruh anggota ITS Marine Solar Boat Team dari generasi 1 hingga generasi 4 yang telah memberikan kepercayaan untuk bergabung menjadi anggota dan memberikan ilmu baru berupa kesekretariatan kepada penulis selama bergabung di sana.
13. Teman-teman RAMS yaitu Cide, Acil, Mba Riri, Andika, Jujui, Jijah, Mayong, dll. yang saling menyemangati satu sama lain dan kakak tingkat di RAMS yaitu Mas

- Thariq, Mas Zein, Mas Manik, Mba Emmy, Mba Putri, Mba Ucik, Bu Dila, Mba Nyimas, Mas Ago, dan Bang Ben yang telah membagikan ilmunya kepada penulis.
14. Kawan-kawan MERCUSUAR'14 yang telah sama-sama berjuang dari tahun 2014 hingga sekarang.
  15. Kepada seluruh pihak yang tidak bisa disebutkan namanya satu per satu, terima kasih atas segala bantuan dan dukungan yang telah diberikan kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa penelitian yang dilakukan dalam tugas akhir ini jauh dari kesempurnaan. Saran dan kritik yang bersifat membangun dalam upaya perbaikan dan menjadikan tugas akhir ini lebih baik sangatlah diharapkan.

Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan bagi seluruh pembaca di kemudian hari.

Surabaya, Juli 2018

Penulis

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
KATA PENGANTAR.....	xiii
DAFTAR ISI.....	xv
DAFTAR GAMBAR .....	xvii
DAFTAR TABEL.....	xix
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah .....	3
1.4 Tujuan Penelitian .....	3
1.5 Manfaat .....	3
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 Kondisi Terkini .....	5
2.2 Penilaian Risiko .....	6
2.2.1 Identifikasi Bahaya.....	6
2.2.1.1 <i>Hazard and Operability (HAZOP)</i> .....	7
2.2.1.1.1 Penentuan <i>Node</i> .....	7
2.2.1.1.2 Identifikasi Deviasi.....	8
2.2.1.1.3 Identifikasi <i>Cause</i> dan <i>Consequence</i> .....	8
2.2.2 Penilaian Frekuensi .....	11
2.2.2.1 DNV Failure Frequency Guidance .....	11
2.2.2.2 International Association of Oil and Gas Producers (OGP).....	12
2.2.2.2.1 <i>Process Release Frequencies</i> .....	13
2.2.2.2.2 <i>Storage Incident Frequencies</i> .....	14
2.2.2.2.3 <i>Ignition Probability</i> .....	14
2.2.2.3 <i>Fault Tree Analysis (FTA)</i> .....	15
2.2.2.4 <i>Event Tree Analysis (ETA)</i> .....	15
2.2.3 Penilaian Konsekuensi .....	16
2.2.3.1 <i>Pool Fire</i> .....	17
2.2.3.2 <i>Evaporation</i> .....	18
2.2.4 Evaluasi Risiko.....	18
2.2.5 Mitigasi.....	18
BAB 3 METODE PENELITIAN.....	19
3.1 Metodologi.....	19
3.2 Perumusan Masalah .....	20
3.3 Pengumpulan Data.....	20
3.4 Identifikasi Bahaya .....	20
3.5 Penilaian Frekuensi.....	20
3.6 Penilaian Konsekuensi .....	20
3.8 Mitigasi .....	20
BAB 4 ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN .....	23
4.1 Data yang Dibutuhkan .....	23
4.1.1 Data Jalur Pipa.....	23
4.1.2 <i>Piping and Instrumental Diagram (P&amp;ID)</i> .....	23
4.1.3 Data Spesifikasi Kondensat dan Bahan Bakar Solar .....	27

4.1.3.1	Data Proses Pembentukan Kondensat Menjadi Bahan Bakar Solar .....	27
4.1.3.1.1	Pemanasan Awal Kondensat.....	28
4.1.3.1.2	Pemisahan Komponen pada <i>Precut Column</i> .....	28
4.1.3.1.3	Pemisahan <i>Heavy Naptha</i> pada <i>Condensate Splitter</i> .....	29
4.1.3.1.4	Pemisahan Komponen pada <i>Distillate Column</i> .....	29
4.1.3.1.5	Pemurnian Produk Gas Oil Menggunakan Diesel Stripper .....	30
4.1.4	Data Lingkungan .....	30
4.2	<i>Hazard and Operability (HAZOP) Study</i> .....	31
4.2.1	Pembagian Node.....	31
4.2.2	<i>Deviation Determination</i> .....	33
4.2.3	<i>Cause and Consequences Determination</i> .....	33
4.2.4	<i>Safeguard Determination</i> .....	33
4.2.5	<i>Action Required Determination</i> .....	33
4.2.6	<i>HAZOP Worksheet</i> .....	33
4.3	Penilaian Frekuensi .....	35
4.3.1	Nilai Frekuensi Kegagalan Komponen.....	35
4.3.2	<i>Fault Tree Analysis (FTA)</i> .....	41
4.3.3	<i>Event Tree Analysis (ETA)</i> .....	43
4.4	Analisa Konsekuensi.....	46
4.4.1	Pemodelan Konsekuensi untuk <i>Pool Fire</i> dengan <i>Fire Modelling Software</i> .....	47
4.5	Evaluasi Risiko .....	56
4.6	Mitigasi .....	58
BAB 5	KESIMPULAN DAN SARAN .....	61
5.1	Kesimpulan .....	61
5.2	Saran .....	61
DAFTAR PUSTAKA	.....	63
LAMPIRAN	.....	65
BIODATA PENULIS	.....	167

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Sistem distribusi minyak .....	1
Gambar 2. 1 <i>Layout</i> PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama .....	5
Gambar 2. 2 Diagram alir HAZOP .....	9
Gambar 2. 3 Contoh lembar kerja HAZOP .....	10
Gambar 2. 4 Skenario pemodelan konsekuensi.....	16
Gambar 2. 5 Penggambaran <i>pool fire</i> .....	17
 Gambar 3. 1 <i>Flow chart</i> pengerjaan tugas akhir .....	 19
Gambar 4. 1 <i>Layout</i> PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama .....	24
Gambar 4. 2 Proses yang berlangsung di PT. TPPI .....	25
Gambar 4. 3 Proses pengolahan kondensat menjadi solar.....	26
Gambar 4. 4 Pembagian node.....	31
Gambar 4. 5 HAZOP <i>worksheet</i> untuk node 2.....	34
Gambar 4. 6 Perhitungan FTA untuk node 2 dengan kategori lubang kebocoran >150 mm .....	42
Gambar 4. 7 Perhitungan ETA untuk node 2 dengan <i>bore</i> 200 mm .....	45
Gambar 4. 8 Pemodelan <i>pool fire</i> untuk node 2 dengan <i>bore</i> 200 mm.....	48
Gambar 4. 9 Pemodelan <i>pool fire</i> untuk node 2 dengan <i>bore</i> 200 mm.....	48
Gambar 4. 10 F-N <i>curve</i> untuk skenario <i>pool fire</i> dengan <i>bore</i> 200 mm.....	57
Gambar 4. 11 Pembagian daerah evaluasi risiko.....	58
Gambar 4. 12 Lembar kerja LOPA .....	58
Gambar 4. 13 Hasil mitigasi dengan menggunakan LOPA.....	59
Gambar 4. 14 Pembagian daerah evaluasi risiko setelah dilakukan mitigasi .....	59
Gambar 4. 15 Hasil mitigasi ulang .....	60

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Kondensat yang digunakan oleh PT. TPPI.....	5
Tabel 2. 2 <i>Basic guide words</i> dan artinya.....	8
Tabel 2. 3 DNV <i>failure frequency</i> (DNV, 2014).....	11
Tabel 2. 4 Data frekuensi kebocoran pada <i>manual valves</i> (Oil and Gas Producers (OGP), 2010).....	13
Tabel 2. 5 Frekuensi kebocoran pada tangki penyimpanan <i>atmospheric</i> (OGP, 2010) .	14
Tabel 2. 6 <i>Ignition probability</i> (OGP, 2013).....	15
Tabel 4. 1 Spesifikasi pipa .....	23
Tabel 4. 2 Data spesifikasi kondensat .....	27
Tabel 4. 3 Data spesifikasi solar yang dihasilkan.....	27
Tabel 4. 4 Data lingkungan Tuban pada siang dan malam hari (BMKG, 2018).....	31
Tabel 4. 5 HAZOP <i>guide word</i> (British Standard, 2001).....	33
Tabel 4. 6 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 1 .....	36
Tabel 4. 7 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 2 .....	36
Tabel 4. 8 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 3 .....	37
Tabel 4. 9 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 4 .....	37
Tabel 4. 10 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 5 .....	38
Tabel 4. 11 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 6 .....	39
Tabel 4. 12 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 7 .....	39
Tabel 4. 13 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 8.....	40
Tabel 4. 14 Hasil perhitungan FTA.....	43
Tabel 4. 15 Perhitungan <i>oil release</i> untuk kondensat.....	44
Tabel 4. 16 Perhitungan <i>oil release</i> untuk solar .....	44
Tabel 4. 17 <i>Immediate and delayed ignition probability</i> (OGP, 2013).....	44
Tabel 4. 18 Hasil perhitungan ETA.....	45
Tabel 4. 19 Penentuan <i>receiver area</i> .....	46
Tabel 4. 20 Penentuan <i>receiver area</i> .....	47
Tabel 4. 21 Keterangan warna pada pemodelan <i>pool fire</i> (Mannan, 2005) .....	49
Tabel 4. 22 Perhitungan <i>pool fire</i> untuk siang hari .....	50
Tabel 4. 23 Perhitungan <i>pool fire</i> untuk malam hari.....	53
Tabel 4. 24 Data frekuensi kumulatif untuk masing-masing node dengan diameter kebocoran 200 mm .....	56
Tabel 4. 25 Data frekuensi kumulatif setelah diurutkan berdasar jumlah korban .....	56

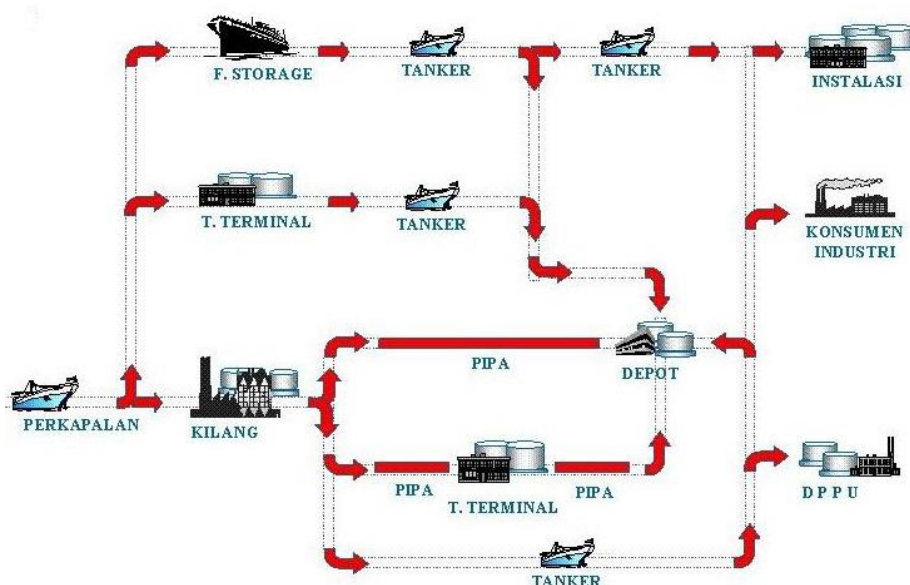
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB 1 PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Minyak bumi atau yang lebih dikenal sebagai minyak mentah adalah salah satu sumber daya alam yang dihasilkan dari fosil-fosil tumbuhan dan hewan yang telah tertimbun jutaan tahun yang lalu. Tekanan dan suhu yang ekstrim selama jutaan tahun yang lalu tersebut membuat fosil-fosil mencair dan terbentuklah minyak bumi. Minyak bumi dapat diolah menjadi berbagai macam produk yang bermanfaat untuk manusia dan sebelum dapat dikonsumsi haruslah melalui berbagai proses yang salah satunya adalah proses distribusi minyak bumi menuju tempat pengilangan minyak untuk selanjutnya diproses menjadi bahan bakar minyak. Pada dasarnya media yang digunakan untuk mendistribusikan minyak meliputi:

1. distribusi menggunakan kendaraan darat
2. distribusi menggunakan jalur pipa
3. distribusi menggunakan kendaraan laut (kapal).



Gambar 1. 1 Sistem distribusi minyak  
(Sumber: <https://rovicky.wordpress.com/>)

Dari ketiga media tersebut yang sesuai dengan Gambar 1.1 maka media distribusi yang dipilih untuk mendistribusikan minyak di dalam sebuah kilang minyak adalah distribusi menggunakan jalur pipa. Jalur pipa dipilih karena pipa digunakan sebagai penyambung dari kapal menuju ke tangki penyimpanan lalu ke kolom-kolom destilasi untuk dilakukan proses penyulingan minyak bumi menjadi berbagai macam produk bahan bakar minyak dan kembali ke tangki penyimpanan lalu menuju ke kapal untuk dilakukan distribusi ke industri-industri serta jalur pipa dianggap sebagai sistem distribusi yang lebih efisien, fleksibel, serta ekonomis.

Kilang minyak itu sendiri adalah sebuah tempat yang berfungsi untuk mengolah minyak mentah menjadi berbagai macam produk seperti bahan bakar minyak. Kilang

minyak membutuhkan jalur pipa untuk mendistribusikan minyak dari tangki penyimpanan ke kolom pengolahan hingga ke tangki penyimpanan kembali. Sedangkan jalur pipa didefinisikan sebagai sambungan atau rangkaian dari beberapa segmen pipa, pompa, katub, dan peralatan pengaturan sistem. Fungsi dari peralatan tersebut adalah sebagai pemindah fluida, campuran fluida, padatan, campuran padatan dengan fluida, atau kapsul. Jalur pipa digunakan dalam berbagai macam tujuan salah satu diantaranya adalah sebagai *trunk line* yakni mengangkut minyak dan/atau gas dari fasilitas produksi menuju daratan (Mousselli, 1981). Jalur pipa juga dapat didefinisikan sebagai sebuah sistem distribusi atau sistem transfer suatu fluida yang menghubungkan satu tempat ke tempat lain dalam jarak yang jauh melewati laut atau suatu daerah tertentu.

Proses pengolahan minyak yang dilakukan di kilang minyak dengan menggunakan jalur pipa perlu dilakukan penilaian risiko lebih dalam karena risiko yang dapat ditimbulkan seperti terjadinya kebakaran atau ledakan dapat membahayakan manusia dan lingkungan sekitar dari kilang minyak tersebut. Demi menjaga keamanan dan keselamatan serta untuk melindungi kepentingan umum masyarakat yang berada di dalam lokasi kilang minyak dan di lingkungan sekitarnya maka perlu dilakukan penilaian risiko sosial.

Risiko adalah ukuran potensi kerugian dari suatu sistem/proses/asset/atau obyek dan aktivitas lainnya (Artana & Dinariyana, 2013) sedangkan risiko sosial sendiri merupakan kejadian atau peristiwa yang dapat menimbulkan potensi terjadinya kerentanan sosial yang ditanggung oleh individu, keluarga, kelompok dan/atau masyarakat sebagai dampak krisis sosial, krisis ekonomi, krisis politik, fenomena alam dan bencana alam (Peraturan Mendagri No. 32 Tahun 2011). Risiko sosial sangat berpengaruh terhadap keberlangsungan suatu perusahaan. Bila tidak diantisipasi dan ditangani sejak dini, risiko sosial dapat menyebabkan potensi kerugian yang signifikan, mulai dari potensi kerugian biaya hingga terhentinya operasional perusahaan.

Penilaian risiko adalah proses atau metode pendekatan kuantitatif/kualitatif untuk menentukan frekuensi kemunculan bahaya dan proses serta metode untuk mengestimasi konsekuensi yang dimungkinkan jika bahaya tersebut muncul (Artana & Dinariyana, 2013). Penilaian risiko yang dilakukan pada tugas akhir ini menggunakan metode kuantitatif di mana penilaian dilakukan dengan menentukan nilai dari masing-masing parameter yang didapat dari hasil analisa yang representatif seperti analisa *fault tree analysis* dan *event tree analysis*. Penilaian risiko sosial pada penelitian ini dimulai dari proses penyimpanan kondensat menuju proses pengolahannya menjadi bahan bakar minyak yaitu solar hingga mendistribusikannya ke kapal untuk mengetahui risiko yang akan muncul dengan konsekuensi yang harus diterima yaitu bocornya pipa yang disebabkan oleh kegagalan kerja dari komponen-komponen pendukungnya sehingga minyak akan mengalir keluar dari pipa ke lingkungan hingga menimbulkan api atau kebakaran sehingga diketahui estimasi radius dari penyebaran panas yang ditimbulkan oleh api atau kebakaran tersebut.

## 1.2 Rumusan Masalah

Dalam mengerjakan tugas akhir ini, terdapat beberapa masalah yang dirumuskan agar proses pengerjaan dapat dilakukan secara terarah yaitu:

1. Bagaimana cara mengidentifikasi bahaya yang mungkin terjadi pada terminal dan kilang bahan bakar minyak PT. Trans Pacific Petrochemical Idotama dengan menggunakan metode HAZOP sesuai dengan BS IEC 61882?

2. Bagaimana cara menganalisa frekuensi dan kegagalan menggunakan metode FTA (*Fault Tree Analysis*) dan ETA (*Event Tree Analysis*)?
3. Bagaimana hasil dari analisa dan pemodelan konsekuensi pada terminal dan kilang bahan bakar minyak PT. TPPI dengan menggunakan *fire modelling software*?
4. Bagaimana tindakan mitigasi yang harus ditempuh jika level risiko pada terminal dan kilang bahan bakar minyak PT. TPPI tidak bisa diterima?
5. Apa yang perlu dievaluasi dari PT. TPPI terkait dengan hasil penilaian risiko pada terminal dan kilang bahan bakar minyak?

### 1.3 Batasan Masalah

Batasan masalah yang harus ditentukan untuk mengerjakan tugas akhir ini dengan terarah adalah:

1. Lokasi penelitian hanya dilakukan di PT. TPPI.
2. Objek yang diteliti hanya yang berkaitan dengan proses pengolahan minyak mentah menjadi bahan bakar minyak solar.
3. Objek yang diteliti hanya yang berada di daratan.

### 1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan penulisan tugas akhir ini mengacu kepada rumusan masalah di atas sehingga tujuannya adalah sebagai berikut:

1. Melakukan identifikasi bahaya yang mungkin terjadi pada terminal dan kilang bahan bakar minyak PT. TPPI dengan menggunakan metode HAZOP sesuai dengan BS IEC 61882
2. Melakukan analisa frekuensi dan kegagalan menggunakan metode FTA (*Fault Tree Analysis*) dan ETA (*Event Tree Analysis*)
3. Melakukan analisa dan pemodelan konsekuensi bahaya pada terminal dan kilang bahan bakar minyak PT. TPPI dengan menggunakan *fire modelling software*
4. Melakukan proses mitigasi pada saat level risiko pada terminal dan kilang bahan bakar minyak PT. TPPI sudah tidak bisa diterima
5. Memberikan rekomendasi kepada PT. TPPI Tuban sesuai dengan hasil penilaian risiko pada terminal dan kilang bahan bakar minyak

### 1.5 Manfaat

Manfaat yang didapatkan dari dilakukannya penelitian pada tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui estimasi radius dari penyebaran panas yang ditimbulkan akibat kebakaran dan ledakan di PT. TPPI terhadap lingkungan sekitar.
2. Mengetahui langkah mitigasi yang harus dilakukan bila terjadi bahaya di PT. TPPI

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Kondisi Terkini

PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (TPPI) terletak di Jalan Tanjung Awar-awar desa Remen–Tasik Harjo kecamatan Jenu kabupaten Tuban, Jawa Timur. PT. TPPI didirikan pada bulan Oktober 1995. Sekitar 70% saham dari PT. TPPI dimiliki oleh PT. Pertamina.



Gambar 2. 1 *Layout* PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama  
(Sumber: Google Earth)

PT. TPPI merupakan salah satu kilang minyak berskala besar yang memiliki kapasitas sebesar 100 MBCD (*Million Barrels per Calendar Day*) atau 100.000 barel kondensat per hari. PT. TPPI mengolah minyak bumi dalam bentuk kondensat menjadi berbagai produk. Kondensat adalah minyak bumi yang memiliki fraksi ringan ( $C_1 - C_{25}$ ) dengan kadar 97% dan residu dengan kadar 3%. Kondensat yang diolah berasal dari berbagai daerah dengan nama yang berbeda dan dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 2. 1 Kondensat yang digunakan oleh PT. TPPI

No.	Nama Kondensat	Daerah Asal Kondensat	Hasil Pengolahan
1	Senipah	Kalimantan Timur	Off Gas, LPG, Light Naphtha, Heavy Naphtha, Senyawa Aromatik (benzena, toluena, ortoksilena, dan paraxilena), Kerosin, Diesel Oil (solar), dan PTCF (Petrochemical Thermal Cracking Feed).
2	Sharjah	Uni Emirat Arab	
3	Margham	Ontario	
4	Mellitah	Libia	
5	NWS	Australia	
6	BRC	Kalimantan Timur	
7	Bayu Undan	Australia	
8	Bintulu	Malaysia	
9	Lantay/Namconson	Vietnam	
10	Sleipner	Skandinavia	
11	Geragai	Jambi	
12	Handil	Kalimantan	

PT. TPPI menggunakan ke-12 macam kondensat seperti yang dapat dilihat pada Tabel 2.1 namun tidak semua kondensat dicampur untuk diolah. Kondensat yang digunakan merupakan campuran dari 2 jenis kondensat seperti pencampuran kondensat Handil dengan Bontang *Return Condensate* (BRC) yang akan dijadikan sebagai objek penilaian pada tugas akhir ini. Komposisi dari pencampuran kondensat tersebut adalah 58,3% untuk Handil dan 41,7% untuk BRC. Tujuan dari pencampuran ini adalah untuk mendapatkan hasil produk olahan yang sesuai dengan target produksi.

PT. TPPI beroperasi selama 24 jam setiap harinya dengan jumlah pekerja untuk setiap *shift*  $\pm 80$  orang. *Shift* ini terbagi menjadi 3 setiap harinya. *Shift* pertama atau *shift* pagi bekerja dari pukul 07.00 WIB hingga 16.00 WIB, *shift* kedua atau *shift* sore dimulai dari pukul 16.00 WIB hingga 24.00 WIB, dan *shift* ketiga atau *shift* malam dimulai dari berakhirnya *shift* sore yaitu pukul 24.00 WIB hingga pukul 07.00 WIB. Tak jarang para pekerja yang berhubungan langsung dengan operasional dermaga akan bekerja selama 24 jam penuh. Banyaknya jumlah pekerja yang disertai dengan waktu operasional PT. TPPI akan semakin memiliki andil yang besar dalam terjadinya bahaya seperti timbulnya api ataupun kebakaran sehingga perlu diadakannya penilaian risiko untuk mencegah dan mengurangi dampak-dampak yang akan dihasilkan oleh bahaya tersebut.

## 2.2 Penilaian Risiko

Risiko adalah kemungkinan terjadinya sesuatu yang akan mempunyai dampak terhadap tujuan (Standards Australia International Limited; Standards Association of Australia, 2004). Penilaian risiko dapat diartikan sebagai cara untuk melakukan penilaian atau pemeriksaan dalam suatu pekerjaan yang dapat membahayakan manusia dan lingkungan sekitar serta memutuskan kendali yang cocok untuk mencegah, menghilangkan, mengurangi, atau meminimalkan risiko terhadap bahaya yang akan terjadi.

Penilaian risiko sendiri dapat dihasilkan setelah melalui beberapa proses. Proses-proses tersebut adalah:

1. Identifikasi bahaya (*hazard identification*)
2. Penilaian frekuensi (*frequency assessment*)
3. Penilaian konsekuensi (*consequence assessment*)
4. Evaluasi risiko (*risk evaluation*)
5. Mitigasi (*mitigation*)

### 2.2.1 Identifikasi Bahaya

Identifikasi bahaya (*hazard identification*) merupakan suatu daftar dari semua skenario kecelakaan yang relevan dengan penyebab-penyebab potensial dan akibat akibatnya, sebagai jawaban dari pertanyaan “kesalahan apa yang mungkin dapat terjadi” (IMO, 2002). Tujuan dari identifikasi bahaya adalah untuk mengidentifikasi daftar bahaya dan kumpulan skenario yang prioritasnya ditentukan oleh tingkat risiko dari masalah yang sedang dibahas. Metode yang umum digunakan untuk mengidentifikasi bahaya pada industri minyak dan gas adalah *ABS Application for risk assessment for the marine and offshore oil and gas industries*, 2000 yaitu:

1. *Hazard Identification* (HAZID)
2. *What if Analysis*
3. *Checklist Analysis*
4. *Hazard and Operability* (HAZOP)



## 5. *Failure Mode Effect Analysis (FMEA)*

Metode yang digunakan untuk mengidentifikasi bahaya dalam tugas akhir ini adalah metode HAZOP. HAZOP dipilih karena metode ini sering digunakan untuk menganalisa sistem yang berhubungan dengan proses kimia ataupun fluida. HAZOP biasanya digunakan untuk sistem yang sudah ada yang nantinya bertujuan untuk mengurangi risiko dan masalah pengoperasian (Rausand & Hoyland, 2004).

### 2.2.1.1 *Hazard and Operability (HAZOP)*

HAZOP (*Hazard and Operability*) adalah salah satu metode yang digunakan untuk menganalisa potensi bahaya dalam sistem yang spesifik dengan maksud untuk mengetahui penyebab dari potensi bahaya yang terjadi dan menghasilkan jenis analisa konsekuensi apa yang akan diambil. Menurut BS IEC 61882:2001, HAZOP adalah teknik terstruktur dan sistematis untuk memeriksa sistem yang didefinisikan dengan tujuan seperti berikut:

1. Mengidentifikasi potensi bahaya dalam sistem. Bahaya yang mungkin terjadi mencakup hal-hal yang pada dasarnya relevan hanya untuk area langsung sistem dan yang lebih luas misalnya beberapa bahaya di lingkungan
2. Mengidentifikasi masalah pengoperasian potensial dengan sistem dan khususnya mengidentifikasi penyebab gangguan operasional dan penyimpangan produksi yang cenderung menyebabkan produk yang tidak sesuai.

Pengerjaan HAZOP membutuhkan lembar kerja untuk mencatat apa saja penyebab terjadinya bahaya yang nantinya akan menemukan konsekuensi dari bahaya tersebut dan hal apa yang akan dilakukan untuk mengurangi konsekuensi tersebut. Langkah-langkah pengerjaan HAZOP akan dijelaskan pada sub bab berikut sebagaimana tercantum dalam diagram alir HAZOP pada Gambar 2.2. Pada gambar tersebut dijelaskan bahwa langkah pertama yang harus dilakukan dalam melakukan HAZOP adalah menjelaskan sistem secara keseluruhan selanjutnya dibagi menjadi beberapa bagian untuk memudahkan penilaian. Setelah itu melakukan analisa terhadap penyimpangan-penyimpangan yang mungkin muncul dari tiap komponen dengan menggunakan *guide word* yang telah ditentukan. Setelah menganalisa dengan *guide word* maka selanjutnya adalah menganalisa *cause and consequence* atau penyebab dan konsekuensi. Semua analisa tersebut dituliskan di dalam lembar kerja HAZOP yang contohnya dapat dilihat pada Gambar 2.3.

#### 2.2.1.1.1 *Penentuan Node*

Pemeriksaan dan penilaian suatu sistem akan lebih mudah dilakukan apabila sistem tersebut dibagi menjadi beberapa bagian atau yang disebut dengan *node*. Ukuran dari bagian yang dipilih tergantung pada kompleksitas sistem dan tingkat bahaya. Sistem yang sederhana atau sistem dengan bahaya yang rendah, pembagiannya dipilih lebih besar agar mempercepat penelitian. Sistem dapat dikatakan kompleks jika banyak sub sistem di dalam sistem tersebut. Sehingga perlu dilakukannya penentuan *node* agar sistem tersebut dapat diidentifikasi dengan lebih sederhana. Dalam penentuan *node* ini diperlukan *Piping dan Instrumentation Diagram (P&ID)* dari kilang bahan bakar minyak PT. TPPI yang akan diteliti.

### 2.2.1.1.2 Identifikasi Deviasi

HAZOP digunakan untuk memeriksa setiap bagian untuk penyimpangan atau *deviation* dari sebuah desain yang dapat menyebabkan konsekuensi yang tidak diinginkan. Identifikasi deviasi dari desain dicapai dengan proses tanya jawab dengan menggunakan "*guide words*" yang telah ditentukan sebelumnya. Peran *guide words* adalah memunculkan pemikiran imajinatif, memfokuskan penelitian, dan memperoleh gagasan dan diskusi sehingga memaksimalkan kemungkinan kelengkapan belajar. *Basic guide words* dan artinya dapat dilihat pada Tabel 2.2.

Tabel 2. 2 *Basic guide words* dan artinya

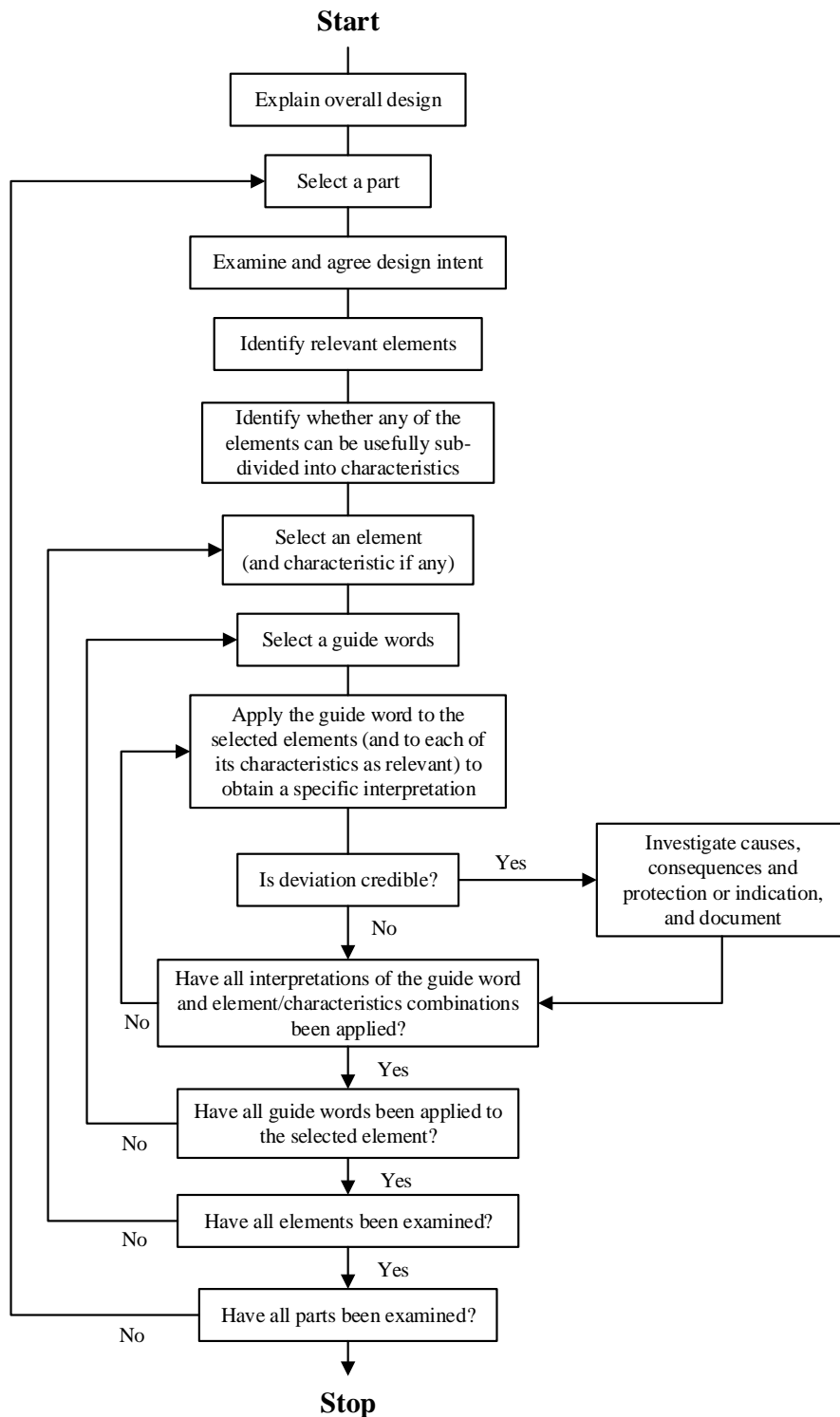
<b>Guide Word</b>	<b>Artinya</b>
<i>No or Not</i>	<i>Complete negation of the design intent</i>
<i>More</i>	<i>Quantitative increase</i>
<i>Less</i>	<i>Quantitative decrease</i>
<i>As Well AS</i>	<i>Qualitative modification/increase</i>
<i>Part of</i>	<i>Qualitative modification/decrease</i>
<i>Reverse</i>	<i>Logical opposite of the design intent</i>
<i>Other than</i>	<i>Complete substitution</i>

### 2.2.1.1.3 Identifikasi Cause dan Consequence

*Cause* merupakan faktor-faktor penyebab terjadinya deviasi. Deviasi dapat disebabkan oleh beberapa macam kejadian sebagai berikut:

1. Kerusakan control  
Kerusakan kontrol merupakan kegagalan yang terjadi pada kontrol dari peralatan yang beroperasi dikarenakan adanya kesalahan membaca sensor atau indicator yang digunakan pada sistem tersebut tidak sesuai.
2. *Human error*  
*Human error* merupakan kegagalan yang disebabkan oleh kesalahan manusia sebagai operator.
3. Kerusakan pada peralatan  
Kerusakan pada peralatan biasanya terjadi karena peralatan yang digunakan sudah melebihi beban yang mampu ditampung oleh peralatan tersebut sehingga peralatan tidak berjalan dan beroperasi sebagaimana mestinya.

Sedangkan *consequence* merupakan dampak yang diterima dan ditanggung akibat dari deviasi yang terjadi. Dampak yang akan dibahas pada tugas akhir ini merupakan dampak yang diakibatkan oleh kesalahan ataupun kerusakan pada peralatan.



Gambar 2. 2 Diagram alir HAZOP  
(Sumber: BS IEC 61882:2001)

<b>STUDY TITLE:</b> PROCESS EXAMPLE							<b>SHEET:</b> 1 of 4		
<b>Drawing No.:</b>		<b>REV. No.:</b>					<b>DATE:</b> December 17, 1998		
<b>TEAM COMPOSITION:</b>		LB, DH, EK, NE, MG, JK					<b>MEETING DATE:</b> December 15, 1998		
<b>PART CONSIDERED:</b>		Transfer line from supply tank A to reactor							
<b>DESIGN INTENT:</b>		<b>Material:</b> A <b>Activity:</b> Transfer continuously at a rate greater than B <b>Source:</b> Tank for A <b>Destination:</b> Reactor							
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguards	Comments	Actions required	Action allocated to
1	NO	Material A	No Material A	Supply Tank A is empty	No flow of A into reactor Explosion	None shown	Situation not acceptable	Consider installation on tank A of a low-level alarm plus a low/low-level trip to stop pump B	MG
2	NO	Transfer A (at a rate >B)	No transfer of A takes place	Pump A stopped, line blocked	Explosion	None shown	Situation not acceptable	Measurement of flow rate for material A plus a low flow alarm and a low flow which trips pump B	JK
3	MORE	Material A	More material A: supply tank over full	Filling of tank from tanker when insufficient capacity exists	Tank will overflow into bounded area	None shown	Remark: This would have been identified during examination of the tank	Consider high-level alarm if not previously identified	EK

Gambar 2. 3 Contoh lembar kerja HAZOP  
(Sumber: BS IEC 61882:2001)

## 2.2.2 Penilaian Frekuensi

Setelah mendapatkan *cause* atau penyebab dari terjadinya deviasi maka dapat dilakukan penilaian frekuensi atau peluang dari kejadian yang muncul dengan melakukan pendekatan menggunakan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA). Penilaian frekuensi kegagalan dari suatu sistem membutuhkan nilai frekuensi kegagalan dari tiap komponen yang bersangkutan dan dalam tugas akhir ini data frekuensi kegagalan untuk tiap komponen didapatkan dari DNV Failure Frequency Guidance dan International Association of Oil and Gas Producers (OGP).

### 2.2.2.1 DNV Failure Frequency Guidance

DNV menyediakan data yang berisikan kejadian kegagalan atau kebocoran dari berbagai proses industri. Data pada DNV ini berasal dari *Hydrocarbon Release Database* (HCRD) yang telah disusun oleh UK *Health and Safety Executive* (HSE) selama lebih dari 20 tahun. Data tersebut berisi rincian lebih dari 4000 kejadian kebocoran di instalasi minyak dan gas di UK *Continental Shelf*. Data ini mengidentifikasi 78 jenis dan kategori ukuran peralatan proses yang berbeda, dan mencatat jumlah kebocoran dan ukuran lubang kebocoran.

Data frekuensi yang dibuat oleh DNV ini berisi variasi ukuran lubang kebocoran dalam fasilitas industri untuk digunakan dalam *Quantified Risks Assessment* (QRA). Fasilitas yang terdapat dalam data ini bisa digunakan untuk fasilitas *offshore*, fasilitas *onshore*, ataupun fasilitas untuk LNG. Data yang dibutuhkan dari DNV ini adalah data frekuensi kebocoran untuk komponen-komponen yang mengalami kegagalan seperti contohnya data kebocoran pada *actuated valves* sebagaimana data tersebut dapat dilihat pada **Tabel 2.3**.

Tabel 2. 3 DNV failure frequency (DNV, 2014)

Process Equipment Leak Frequencies		Rev.:	1	
		Date:	26/9/2012	
		Source:	HCRD 10/92 – 03/10	
Equipment Type :	Actuated Valves			
Definition :				
Includes all types of actuated valves (block, blowdown, choke, control, ESDV and relief), but not actuated pipeline valves (pipeline ESDV and SSIV). Valve types include gate, ball, plug, globe and needle. The scope includes the valve body, stem and packer, but excludes flanges, controls and instrumentation.				
Frequency Data :				
Equipment Size	Category	Total	Full Pressure	Zero Pressure
0,5 in	1 -3 mm	5,587E-04	5,421E-04	6,077E-06
	3 - 10 mm	1,767E-04	1,681E-04	4,209E-06
	10 – 50 mm	7,507E-05	7,023E-05	7,804E-06
	50 – 150 mm	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
	>150 mm	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
	Total	8,105E-04	7,804E-04	1,809E-05

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 2.3

Equipment Size	Category	Total	Full Pressure	Zero Pressure
1 in	1 -3 mm	5,594E-04	5,427E-04	7,710E-06
	3 - 10 mm	1,769E-04	1,683E-04	5,340E-06
	10 – 50 mm	7,515E-05	7,030E-05	9,633E-06
	50 – 150 mm	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
	>150 mm	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
	Total	8,114E-04	7,813E-04	2,268E-05
2 in	1 -3 mm	5,611E-04	5,444E-04	9,926E-06
	3 - 10 mm	1,774E-04	1,688E-04	6,875E-06
	10 – 50 mm	5,404E-05	5,030E-05	5,276E-06
	50 – 150 mm	2,131E-05	2,018E-05	6,838E-06
	>150 mm	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
	Total	8,138E-04	7,837E-04	2,891E-05
4 in	1 -3 mm	5,656E-04	5,487E-04	1,293E-05
	3 - 10 mm	1,788E-04	1,702E-04	8,957E-06
	10 – 50 mm	5,447E-05	5,070E-05	6,873E-06
	50 – 150 mm	2,140E-05	2,026E-05	8,606E-06
	>150 mm	0,000E+00	0,000E+00	0,000E+00
	Total	8,202E-04	7,898E-04	3,737E-05
6 in	1 -3 mm	5,711E-04	5,540E-04	1,517E-05
	3 - 10 mm	1,805E-04	1,718E-04	1,050E-05
	10 – 50 mm	5,500E-05	5,119E-05	8,060E-06
	50 – 150 mm	8,033E-06	7,292E-06	3,172E-06
	>150 mm	1,347E-05	1,307E-05	6,748E-06
	Total	8,281E-04	7,974E-04	4,365E-05
10 in	1 -3 mm	5,843E-04	5,669E-04	1,861E-05
	3 - 10 mm	1,847E-04	1,758E-04	1,289E-05
	10 – 50 mm	5,628E-05	5,238E-05	9,891E-06
	50 – 150 mm	8,220E-06	7,462E-06	3,892E-06
	>150 mm	1,356E-05	1,314E-05	8,053E-06
	Total	8,471E-04	8,157E-04	5,334E-05
14 in	1 -3 mm	6,000E-04	5,821E-04	2,134E-05
	3 - 10 mm	1,897E-04	1,805E-04	1,478E-05
	10 – 50 mm	5,778E-05	5,378E-05	1,134E-05
	50 – 150 mm	8,440E-06	7,661E-06	4,463E-06
	>150 mm	1,365E-05	1,323E-05	9,088E-06
	Total	8,695E-04	8,373E-04	6,102E-05

#### 2.2.2.2 International Association of Oil and Gas Producers (OGP)

International Association of Oil and Gas Producers adalah forum global industri minyak bumi di mana anggotanya mengidentifikasi untuk mencapai peningkatan dalam kesehatan, keselamatan, lingkungan, keamanan, tanggung jawab sosial, teknik, dan operasi baik dalam industry *offshore* maupun *onshore*. Forum ini menyediakan data yang berisikan frekuensi kebocoran yang terjadi per tahun yang bisa dijadikan sebagai dasar penentuan frekuensi kebocoran dari sistem *hydrocarbons containment*. Proses kebocoran minyak atau gas yang terjadi akan menimbulkan kemungkinan bahwa minyak atau gas yang terlepas tersebut akan terbakar menjadi api. Forum ini telah mengidentifikasi

hubungan antara minyak atau gas yang terlepas dan kemungkinannya untuk terbakar dan menyusunnya dalam sebuah data.

#### 2.2.2.2.1 Process Release Frequencies

Data frekuensi yang dibuat oleh forum ini berisi ukuran lubang kebocoran untuk digunakan dalam *Quantified Risks Assessment* (QRA). Data *Process Release Frequencies* ini menyajikan data frekuensi kebocoran dari beberapa jenis komponen. Contoh dari data kebocoran tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.4 untuk *manual valves*.

Tabel 2. 4 Data frekuensi kebocoran pada *manual valves* (Oil and Gas Producers (OGP), 2010)

#### Equipment Type: (3) Manual valves

Definition:

Includes all types of manual valves (block, bleed, check and choke); valve types gate, ball, plug, globe, needle and butterfly. The scope includes the valve body, stem and packer, but excludes flanges, controls and instrumentation.

##### (a) All manual valves release frequencies (per valve year) by valve diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (660 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	4,4E-05	6,6E-05	8,4E-05	9,8E-05	1,1E-04	1,3E-04
3 to 10	2,3E-05	3,4E-05	4,3E-05	5,0E-05	5,6E-05	6,4E-05
10 to 50	2,1E-05	1,8E-05	2,3E-05	2,7E-05	3,0E-05	3,4E-05
50 to 150	0,0E+00	1,1E-05	6,3E-06	7,3E-06	8,0E-06	9,3E-06
>150	0,0E+00	0,0E+00	7,8E-06	8,7E-06	9,5E-06	1,1E-05
Total	8,8E-05	1,3E-04	1,7E-04	1,9E-04	2,1E-04	2,4E-04

##### (b) Full manual valve release frequencies (per valve year) by valve diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (660 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	2,0E-05	3,1E-05	4,3E-05	5,3E-05	6,2E-05	7,8E-05
3 to 10	7,7E-06	1,2E-05	1,7E-05	2,1E-05	2,4E-05	3,0E-05
10 to 50	4,9E-06	4,7E-06	6,5E-06	8,0E-06	9,4E-06	1,2E-05
50 to 150	0,0E+00	2,4E-06	1,2E-06	1,5E-06	1,8E-06	2,2E-06
>150	0,0E+00	0,0E+00	1,7E-06	1,9E-06	2,1E-06	2,3E-06
Total	3,2E-05	5,0E-05	6,9E-05	8,5E-05	1,0E-04	1,2E-04

##### (c) Limited manual valve release frequencies (per valve year) by valve diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (660 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	2,4E-05	2,7E-05	3,2E-05	3,7E-05	4,3E-05	5,4E-05
3 to 10	1,4E-05	1,5E-05	1,8E-05	2,1E-05	2,5E-05	3,1E-05
10 to 50	1,4E-05	9,5E-06	1,1E-05	1,3E-05	1,5E-05	1,9E-05

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 2.4

## (c) Limited manual valve release frequencies (per valve year) by valve diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (660 mm)	36" DIA (900 mm)
50 to 150	0,0E+00	6,4E-06	3,5E-06	4,1E-06	4,7E-06	6,0E-06
>150	0,0E+00	0,0E+00	4,1E-06	4,8E-06	5,5E-06	7,0E-06
Total	5,1E-05	5,8E-05	6,9E-05	8,1E-05	9,3E-05	1,2E-04

## (d) Zero pressure manual valve release frequencies (per valve year) by valve diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (660 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	3,6E-07	7,1E-07	1,1E-06	1,4E-06	1,7E-06	2,2E-06
3 to 10	3,5E-07	6,9E-07	1,1E-06	1,4E-06	1,7E-06	2,1E-06
10 to 50	2,4E-06	7,8E-07	1,2E-06	1,6E-06	1,9E-06	2,4E-06
50 to 150	0,0E+00	4,0E-06	7,1E-07	9,2E-07	1,1E-06	1,4E-06
>150	0,0E+00	0,0E+00	5,4E-06	7,0E-06	8,5E-06	1,1E-06
Total	3,1E-06	6,2E-06	9,5E-06	1,2E-05	1,5E-05	1,9E-05

## 2.2.2.2.2 Storage Incident Frequencies

Data ini menampilkan frekuensi kebocoran pada beberapa tipe tangki penyimpanan yang dapat dilihat sebagai berikut:

1. *Atmospheric storage*
2. *Refrigerated storage*
3. *Pressurized storage*
4. *Oil storage on FPOs*
5. *Non-process hydrocarbon storage offshore*
6. *Underground storage*

Estimasi dari frekuensi kebocoran untuk tangki penyimpanan *atmospheric* dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2. 5 Frekuensi kebocoran pada tangki penyimpanan *atmospheric* (OGP, 2010)

Tipe Tangki	Tipe Kebocoran	Frekuensi Kebocoran (Per Tahun)
Floating roof	Liquid spill on roof	$1,6 \times 10^{-3}$
	Sunken roof	$1,1 \times 10^{-3}$
Fixed/floating roof	Liquid spill outside tank	$2,8 \times 10^{-3}$
	Tank rupture	$3,0 \times 10^{-6}$

## 2.2.2.2.3 Ignition Probability

Proses kebocoran atau pelepasan minyak yang terjadi baik di darat maupun di atas air akan menimbulkan kemungkinan bahwa minyak yang terlepas tersebut akan membentuk api dan terbakar. Sebelum terjadinya kebakaran, minyak tersebut terlebih dahulu akan menimbulkan nyala api atau disebut *ignition*. Nilai kemungkinan terbentuknya nyala api sebelum terjadinya kebakaran dapat dilihat pada Tabel 2.6.



Tabel 2. 6 *Ignition probability* (OGP, 2013)

<b><i>Release Rate (kg/s)</i></b>	<b><i>Ignition Probability</i></b>
0,1	0,0010
0,2	0,0013
0,5	0,0019
1	0,0025
2	0,0050
5	0,0125
10	0,0250
20	0,0500
50	0,1250
100	0,2500
200	0,5000
500	0,6500
1000	0,6500

### 2.2.2.3 *Fault Tree Analysis (FTA)*

*Fault Tree Analysis (FTA)* adalah metode yang digunakan untuk mengidentifikasi risiko yang berperan terhadap terjadinya kegagalan. Metode ini dilakukan dengan pendekatan yang bersifat *top down* atau dari puncak ke dasar yang diawali dengan asumsi kegagalan atau kerugian dari kejadian puncak (*top event*) kemudian merinci sebab-sebab yang terjadi dari suatu kejadian puncak sampai pada suatu kegagalan dasar (*root cause*). Langkah-langkah dalam mengerjakan FTA ini yaitu sebagai berikut:

1. Mendefinisikan masukan dan batasan
2. Membuat diagram *fault tree*
3. Identifikasi *cut set*
4. Menentukan minimal *cut set* yaitu set minimal yang dapat menyebabkan kegagalan pada sistem
5. Analisa kuantitatif

Ada 2 cara untuk melakukan analisa kuantitatif, yaitu:

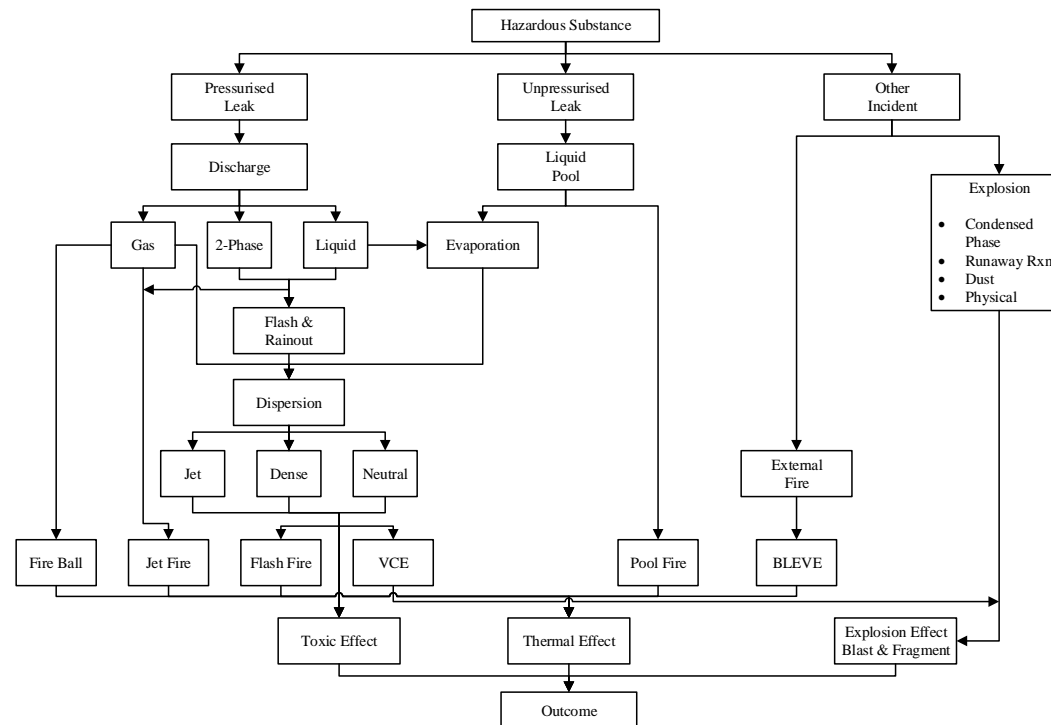
- 1) Aljabar boolean; yaitu struktur aljabar yang mencakup nilai dari operasi logika dari *AND* dan *OR*
- 2) Pendekatan numerik dengan cara menentukan kuantitatif peluang yang ada dengan menggunakan aturan probabilitas.

### 2.2.2.4 *Event Tree Analysis (ETA)*

*Event Tree Analysis (ETA)* adalah metode yang digunakan untuk mengidentifikasi dan mengevaluasi rentetan dari sebuah kejadian dalam sebuah skenario potensi bahaya dari sebuah kejadian awal. Tujuan ETA adalah untuk menentukan apakah kejadian awal tersebut akan berkembang menjadi kecelakaan serius atau jika kejadian tersebut cukup terkontrol oleh sistem keselamatan dan prosedur yang dilaksanakan oleh desain rancangan.

### 2.2.3 Penilaian Konsekuensi

Konsekuensi dapat dinyatakan sebagai hasil dari kejadian kecelakaan. Konsekuensi adalah penilaian secara normal untuk keselamatan manusia, pengaruh terhadap lingkungan, dan kerugian ekonomi (*DNV Risk Assessment of Pipeline Protection*, 2010). Konsekuensi juga dapat diartikan sebagai jumlah orang yang terpapar atau terkena dampak (cedera atau terbunuh), properti yang mengalami kerusakan, banyaknya tumpahan, serta wilayah yang terkena dampak.

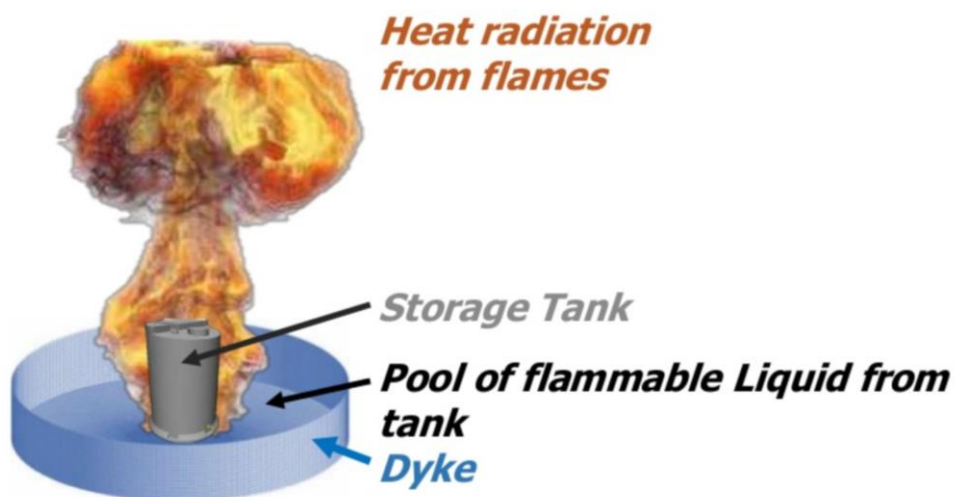


Gambar 2. 4 Skenario pemodelan konsekuensi  
(Sumber: OGP *Consequence Modelling*, 2010)

Skenario utama dari konsekuensi yang mungkin terjadi pada proses industri terdiri dari 4 skenario yaitu *Fire*, *Release*, *Explosion*, dan *Dispersion*. Tiap skenario memiliki pengaruhnya masing-masing seperti yang dapat dilihat pada Gambar 2.4. Bahaya yang mungkin terjadi juga berbeda tergantung dari jenis material dan proses yang terlibat. Pada penelitian ini, hasil konsekuensi yang dipilih adalah *pool fire* dan *evaporation*.

### 2.2.3.1 *Pool Fire*

*Pool fire* atau kolam api adalah skenario konsekuensi yang digunakan untuk memodelkan kebakaran yang terjadi di luar wilayah nyala api pada kolam api. *Pool fire* terjadi ketika cairan yang mudah terbakar membentuk kolam di darat, di air, maupun di atas gedung dan terbakar. Cairan tersebut akan menguap dan membentuk campuran yang mudah terbakar dengan udara dan timbulah panas. Panas tersebut akan membuat cairan lebih mudah untuk menguap secara terus menerus dan udara membantu proses pembakaran sehingga timbulah api dan radiasi panas. Radiasi panas adalah bahaya utama yang terkait dengan *pool fire*. Radiasi panas yang ditimbulkan bergantung kepada produk apa yang terbakar. Bahan bakar yang lebih berat akan terbakar dengan api yang berasap sedangkan bahan bakar yang lebih ringan akan terbakar dengan api yang lebih cerah. Konsekuensi *pool fire* ini dapat memperkirakan bahwa semua peralatan yang berada pada kolam akan rusak ataupun hancur.



Gambar 2. 5 Penggambaran *pool fire*  
(Sumber: <https://www.slideshare.net/ThapaPrakash/>)

Penggambaran dari terjadinya *pool fire* dapat dilihat pada Gambar 2.5 di mana *pool fire* terjadi pada tangki penyimpanan atau *storage tank*. Cairan yang mudah terbakar membentuk kolam di sekitar tangki penyimpanan tersebut dan terbentuklah api di kolam tersebut. Radiasi panas yang terbentuk dari api tersebut akan menyebar ke sekitar tangki penyimpanan.

### 2.2.3.2 *Evaporation*

*Evaporation* atau evaporasi adalah penguapan yang terjadi di permukaan cairan akibat berubahnya fase cairan menjadi gas sebelum mencapai titik didihnya. Proses penguapan ini dipengaruhi oleh suhu panas. Kebocoran pada peralatan yang mengandung minyak bersuhu agak tinggi dan menyebabkan minyak keluar dari peralatan tersebut membuat minyak yang berada di lingkungan lambat laun fasenya akan berubah menjadi gas.

### 2.2.4 **Evaluasi Risiko**

Evaluasi risiko berkaitan dengan menilai peluang terjadinya kecelakaan yang memberikan dampak risiko dengan mempertimbangkan adanya saling ketergantungan, dalam hal ini kebocoran pipa dapat menyebabkan kebakaran sehingga menyebabkan kematian dan pencemaran lingkungan.

Evaluasi risiko dilakukan setelah penilaian frekuensi dan konsekuensi dihitung. Setelah dihitung, evaluasi risiko dapat dilakukan dengan menggunakan F-N curve.

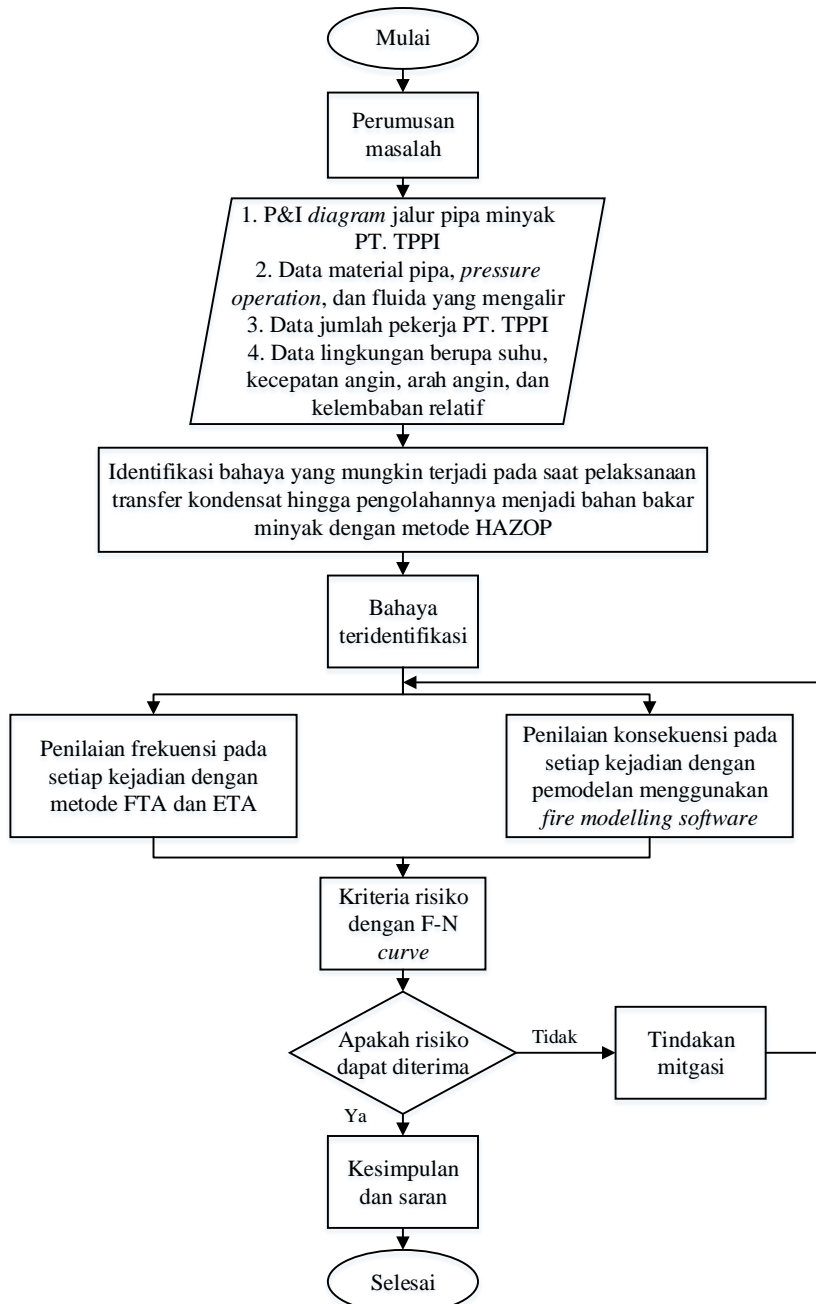
F-N *curve* merupakan kurva representasi hasil dari hubungan antara F yang merupakan nilai dari frekuensi yang didapatkan dari hasil analisa frekuensi sebelumnya dengan N yang merupakan nilai konsekuensi yang harus ditanggung akibat dari bahaya yang dihasilkan. Kombinasi dari nilai F dan nilai N diplotkan sesuai dengan standar yang digunakan dalam penelitian ini yaitu standar UK HSE. Hasilnya akan berupa tingkat risiko dari suatu kejadian.

### 2.2.5 **Mitigasi**

Mitigasi adalah tindakan yang dapat dilakukan saat nilai evaluasi risiko memasuki daerah yang tidak bisa diterima (*unacceptable*) sehingga perlu dilakukan cara untuk mengurangi penyebab terjadinya risiko kebakaran untuk meminimalisir korban. Metode mitigasi yang akan digunakan dalam tugas akhir ini adalah metode LOPA yakni *Layer of Protection Analysis* atau sebuah studi yang dikembangkan berdasarkan analisis risiko. Tujuan utama dari penggunaan LOPA ini adalah untuk mengidentifikasi tindakan pencegahan terhadap konsekuensi potensial dari risiko tertentu dengan menambahkan *Independent Protection Layer* (IPL) sebagai langkah untuk menurunkan nilai frekuensi kegagalan. Langkah ini digunakan untuk merubah konsekuensi yang *unacceptable* menjadi ALARP (*As Low As Reasonably Practicable Risk*) atau sudah sesuai dengan standar nilai risiko yang telah ditentukan.

## BAB 3 METODE PENELITIAN

### 3.1 Metodologi



Gambar 3. 1 Flow chart pengerjaan tugas akhir

### 3.2 Perumusan Masalah

Dalam penelitian ini, beberapa masalah yang terkait antara lain frekuensi dan konsekuensi kebocoran yang mungkin timbul, radius intensitas panas yang ditimbulkan dari kebakaran, dan proses mitigasi jika nilai evaluasi risiko memasuki daerah yang tidak bisa diterima

### 3.3 Pengumpulan Data

Data-data yang dibutuhkan untuk mengetahui bahaya yang ditumbukan oleh kebocoran minyak pada komponen di PT Trans-Pacific Petrochemical Indotama adalah:

1. P & I diagram jalur pengolahan minyak PT. TPPI
2. Data material pipa, *pressure operation*, dan fluida yang mengalir
3. Data jumlah pekerja di PT. TPPI
4. Data lingkungan berupa temperatur, kecepatan angin, arah angin, dan kelembaban relatif

### 3.4 Identifikasi Bahaya

Identifikasi bahaya diperlukan untuk mengetahui seberapa besar potensi yang dapat menyebabkan kecelakaan di PT. TPPI. Identifikasi bahaya dilakukan dengan metode HAZOP.

### 3.5 Penilaian Frekuensi

Penilaian frekuensi atau penilain terhadap peluang munculnya bahaya yang telah diidentifikasi sebelumnya dilakukan dengan menggunakan *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA).

### 3.6 Penilaian Konsekuensi

Penilaian konsekuensi dari penelitian ini dilakukan dengan pemodelan menggunakan *fire modelling software* untuk mengetahui konsekuensi yang mungkin terjadi akibat bahaya yang ditimbulkan dan pemodelan konsekuensi pada tugas akhir ini adalah *pool fire* dengan hasil berupa radiasi panas.

### 3.7 Evaluasi Risiko

Tahap ini menggunakan F-N *curve* sebagai representasi hasil dari hubungan antara F yang merupakan nilai dari frekuensi kumulatif yang didapatkan dari hasil penilaian frekuensi yang telah dilakukan sebelumnya dengan N yang merupakan nilai konsekuensi yang harus ditanggung akibat dari bahaya yang dihasilkan. Representasi risiko ini digunakan karena diukur berdasarkan jumlah populasi yang terdampak. Kombinasi dari nilai F dan nilai N diplotkan pada suatu grafik untuk mengetahui apakah risiko tersebut dapat diterima atau tidak. Nilai dari F ini diplotkan pada sumbu Y dan nilai N diplotkan pada sumbu X.

### 3.8 Mitigasi

Kajian pada tugas akhir ini mengupayakan agar risiko bahaya yang timbul dari penggunaan jalur pipa pada kilang minyak PT. TPPI berada pada tingkat yang dapat diterima (*acceptable*) atau setidaknya berada di tingkat ALARP (*As Low As is Reasonably Practicable*). Jika risiko yang muncul masuk ke dalam tingkat yang tidak bisa diterima (*unacceptable*) maka akan dilakukan upaya-upaya untuk menghindari

ataupun mengurangi risiko dengan melakukan mitigasi. Mitigasi yang dilakukan pada tugas akhir ini menggunakan metode LOPA atau *Layer of Protection Analysis*.

### **3.8 Kesimpulan dan Saran**

Langkah terakhir adalah membuat kesimpulan dari keseluruhan proses yang telah dilakukan sebelumnya dan memberikan jawaban atas permasalahan yang ada. Selanjutnya setelah membuat kesimpulan adalah memberikan saran atas kekurangan dari penyelesaian tugas akhir ini dan kepada perusahaan yang dijadikan objek dalam tugas akhir ini.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## **BAB 4**

### **ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN**

Tugas akhir ini menganalisa potensi risiko terjadinya kebakaran dan perencanaan sebelum terjadinya kebakaran untuk mengatasi kebakaran yang mungkin terjadi berdasarkan evaluasi risiko menggunakan penilaian risiko kuantitatif dengan kilang minyak PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama sebagai objek untuk dinilai. Ruang lingkup meliputi penyimpanan kondensat sebagai bahan baku, pengolahan, hingga mentransfernya ke kapal tanker dalam bentuk bahan bakar minyak solar. Adapun data-data yang dibutuhkan untuk melakukan proses penilaian risiko tersebut adalah sebagai berikut.

#### **4.1 Data yang Dibutuhkan**

Penilaian risiko yang dilakukan untuk tugas akhir ini memerlukan beberapa data untuk mendukung proses penilaian tersebut. Data-data yang diperlukan adalah sebagai berikut.

##### **4.1.1 Data Jalur Pipa**

Pipa yang digunakan pada penilaian risiko ini adalah pipa di darat yang menghubungkan tangki penyimpanan dengan kolom-kolom destilasi hingga ke dermaga. Data dari pipa ini dapat dilihat pada Tabel 4.1.

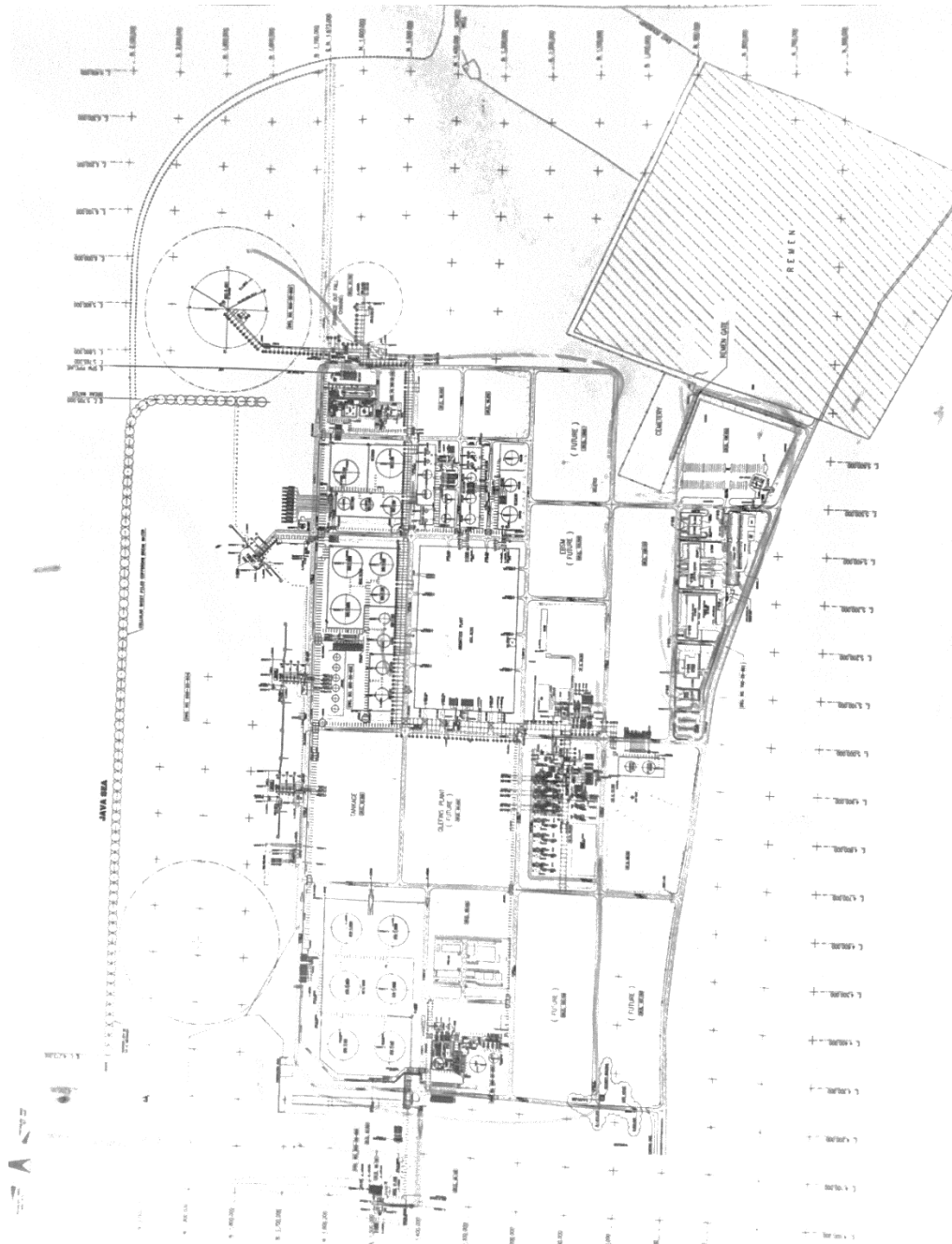
Tabel 4. 1 Spesifikasi pipa

<b>Parameter</b>	<b>Nilai</b>
Nominal outside diameter	12 inch
Grade pipe material	API 5L
Design pressure	101,5 psi
Panjang pipa	±5.000 m
Normal <i>flow rate</i>	400 m <sup>3</sup> /jam
Maks. <i>flow rate</i>	800 m <sup>3</sup> /jam

##### **4.1.2 Piping and Instrumental Diagram (P&ID)**

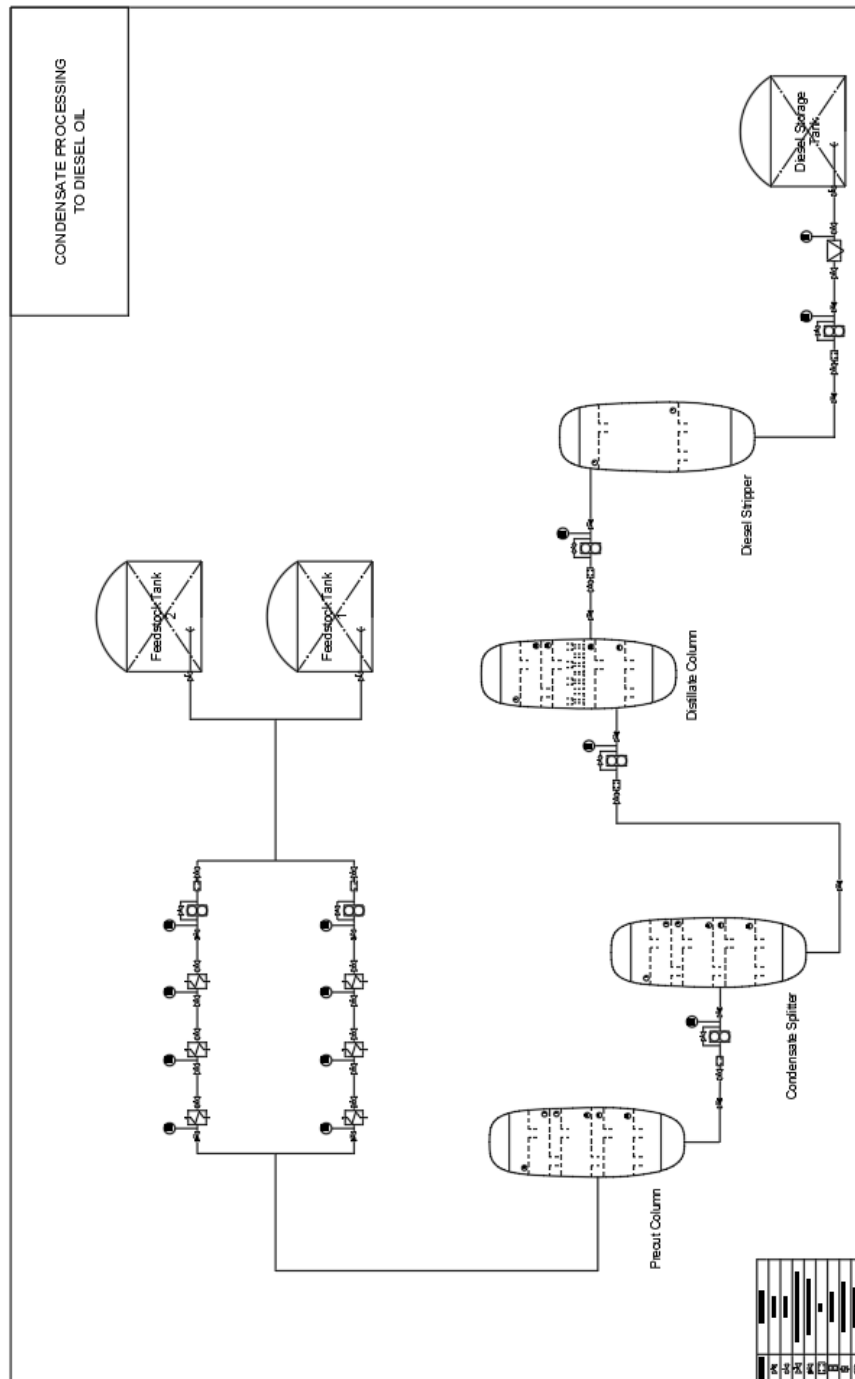
P&ID adalah diagram alur dari sebuah proses pada sistem yang memudahkan pembacaan dari proses tersebut. P&ID dalam tugas akhir ini digunakan untuk menemukan kemungkinan bahaya tertentu yang dapat terjadi pada sistem serta untuk menganalisis bagaimana sistem itu bekerja dan berapa lama kemungkinan terjadinya kegagalan yang dapat menimbulkan bahaya selama proses itu berlangsung. P&ID yang digunakan pada tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Layout PT. Trans-Pacific Petrochemical Indotama yang dapat dilihat pada Gambar 4.1.
2. Komponen-komponen yang terdapat di jalur pipa milik PT. TPPI yang dapat dilihat pada Gambar 4.2.
3. Proses destilasi kondensat menjadi bahan bakar minyak yang dapat dilihat pada Gambar 4.3.



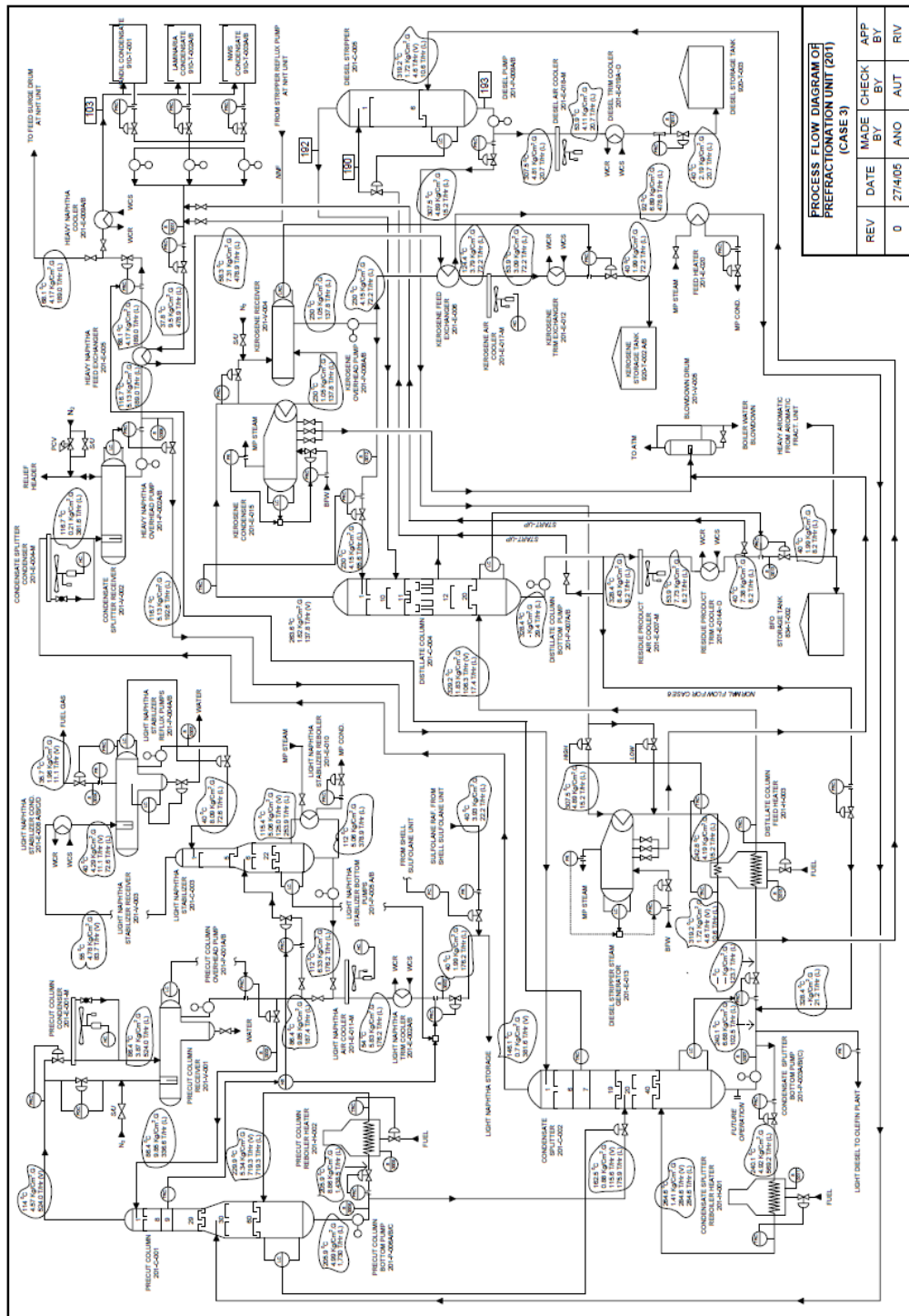
Gambar 4. 1 *Layout* PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama

Gambar 4.1 merupakan *layout* dari PT. Trans-Pacific Petrochemical Indotama yang akan digunakan sebagai acuan dari lokasi komponen yang akan dinilai. Gambar 4.2 menunjukkan bahwa pengolahan kondensat menjadi solar membutuhkan 4 macam kolom destilasi dengan kegunaan dan fungsi yang berbeda-beda dan gambar ini digunakan untuk melihat komponen apa saja yang terdapat dalam proses pengolahan kondensat menjadi bahan bakar solar.



Gambar 4. 2 Proses yang berlangsung di PT. TPPI

Sebelum menjadi solar, kondensat yang diolah akan menghasilkan berbagai macam produk. Produk terbesar dari pengolahan kondensat ini adalah *heavy naptha* yang nantinya akan diolah menjadi produk-produk aromatic dan jika dilihat pada Gambar 4.3 bahan bakar yang dihasilkan oleh kolom destilasi tersebut hanyalah *diesel oil* atau solar.



Gambar 4. 3 Proses pengolahan kondensat menjadi solar

#### 4.1.3 Data Spesifikasi Kondensat dan Bahan Bakar Solar

Kondensat yang digunakan sebagai kajian pada tugas akhir ini adalah kondensat yang didatangkan dari Kalimantan Timur sebagaimana yang telah disebutkan pada pembahasan sebelumnya bahwa kondensat yang digunakan adalah pencampuran antara kondensat Handil dengan kondensat Bontang dengan spesifikasinya yang bisa dilihat pada Tabel 4.2 sedangkan untuk spesifikasi dari bahan bakar minyak yaitu solar yang dihasilkan dari pengolahan kondensat tersebut dapat dilihat pada Tabel 4.3. Data spesifikasi minyak berikut ini didapatkan dari laboratorium yang dimiliki oleh PT. TPPI.

Tabel 4. 2 Data spesifikasi kondensat

Parameter	Nilai
Density @15°C (kg/m <sup>3</sup> )	0,8281
Sulphur content (wt ppm)	103
Nitrogen content (wt ppm)	32
Initial boiling point (°C)	28
Final boiling point (°C)	298
Specific gravity	0,75
°API	55 - 64
Trace metals content (wt ppm)	2,3
Olefins content (wt ppm)	0
Mercury content	Undetected
Appearance	Coklat kehitaman

Tabel 4. 3 Data spesifikasi solar yang dihasilkan

Parameter	Nilai
Cetane index	52,9
Density @15°C (kg/m <sup>3</sup> )	832,2
Kinematic viscosity @40°C (mms <sup>2</sup> /s)	2,746
Sulphur content (m/m%)	0,33
Distillation 90% (°C)	340,8
Pour point (°C)	-6
Flash point (°C)	68
Carbon residue (m/m%)	0,03
Water (mg/kg)	335
Biological growth	Nil
Fame content (vol%)	<0,05
Methanol and ethanol content (vol%)	Undetected
Cooper corrosion	1
Ash (m/m%)	0,001
Sediment (m/m%)	Nil
Strong acid number (mg KoH/g)	Nil
Total acid number (mg KoH/g)	0,07

##### 4.1.3.1 Data Proses Pembentukan Kondensat Menjadi Bahan Bakar Solar

Perubahan kondensat menjadi bahan bakar solar haruslah melalui proses pemisahan dan permunian yang dilakukan pada 4 jenis kolom. Kondensat sebagian besar

diolah menjadi *naphtha* dan sebagian kecilnya diolah menjadi bahan bakar solar dan kerosin. Berikut penjelasan mengenai tahapan pembentukan kondensat menjadi bahan bakar solar.

#### 4.1.3.1.1 Pemanasan Awal Kondensat

Umpan kondensat dari *Feedstock Tank* dengan kapasitas masing-masing 60.000 m<sup>3</sup> dipompakan ke dalam *Precut Column*. Sebelum masuk menuju *Precut Column*, kondensat dari tangki penampungan terlebih dahulu mengalami pencampuran dalam perpipaan, kemudian pemanasan awal (*preheating*) pada *Heavy Naphtha Feed Exchanger*, *Kerosene Feed Exchanger*, dan *Feed Heater*. Hal ini dilakukan untuk mengurangi beban dari *Precut Column Reboiler Heater* sehingga mampu mengefisienkan pemakaian fuel pada saat pembakaran.

Kondensat dipompa menuju *Heavy Naphtha Feed Exchanger* untuk dilakukan perpindahan panas dengan produk *Heavy Naphtha* sebagai fluida panas. Kondensat masuk heat exchanger pada kondisi suhu 37,8°C dan tekanan 9,5 kg/cm<sup>2</sup>G. Kondensat keluar heat exchanger dengan suhu 53,2°C dan tekanan sebesar 7,31 kg/cm<sup>2</sup>G. Tipe heat exchanger yang digunakan adalah tipe shell and tube. Pemakaian *heat exchanger* sebagai preheater berfungsi sebagai economizer karena memanfaatkan produk *heavy naphtha* yang akan diturunkan temperaturnya dari suhu 103,2°C ke 35,43°C sedangkan kondensat akan dinaikkan temperaturnya.

Setelah mengalami pemanasan pada *Heavy Naphtha Feed Exchanger* kondensat masuk ke dalam *Kerosene Feed Exchanger* dengan metode perpindahan panas yang sama dengan *Heavy naphtha Feed Exchanger* dengan fluida panasnya adalah kerosin dan keluar dengan suhu 72°C dan bertekanan sebesar 6,89 kg/cm<sup>2</sup>G. sehingga produk kerosin dapat diturunkan suhunya dari suhu 230°C menjadi 60,4°C dan bertekanan 3,7kg/cm<sup>2</sup>G.

Kondensat kemudian di panaskan kembali dengan menggunakan *Feed Heater*. Secara metode, prosesnya sama dengan exchanger di *heavy naphtha* dan kerosene, namun letak perbedaannya pada fluida panasnya. Pada *Feed Heater* menggunakan MPS (Middle Pressure Steam) dengan tekanan 17 kg/cm<sup>2</sup>G dan suhu 240°C untuk transfer panasnya yang diberikan ke kondensat. Sehingga kondensat keluar dari *Feed Heater* dengan suhu 92°C dengan tekanan 5,2 kg/cm<sup>2</sup>G

#### 4.1.3.1.2 Pemisahan Komponen pada *Precut Column*

Umpan kondensat masuk menuju *Precut Column* pada tray ke-30 dengan suhu 92°C dengan tekanan 5,2 kg/cm<sup>2</sup>G. Total tray pada *Precut Column* sebanyak 60 tray. *Precut Column* ini berfungsi untuk memisahkan fraksi ringan (C1-C6) dengan fraksi berat yang berada di produk bawah yaitu C7-C25.

Produk atas keluar dari kolom distilasi berupa vapour dengan suhu 114°C dan tekanan 4,57 kg/cm<sup>2</sup>G sedangkan produk bawah berupa liquid dengan suhu 205,9°C dan tekanan 4,99 kg/cm<sup>2</sup>G. Produk atas kolom distilasi (fraksi ringan) menuju *Precut Column Condenser* untuk dikondensasikan dari vapour menjadi liquid dengan menggunakan fin fan. Aliran pipa utama vapour tersebut dipecah ke dalam tube-tube kecil yang memiliki fin (sirip) dan keluar dari *Precut Column Condenser* dengan suhu 86,4°C dan tekanan 3,87 kg/cm<sup>2</sup>G. Kondensat menuju *Precut Column Receiver* untuk menampung liquid dari hasil kondensasi yang berfungsi sebagai media pemisah antara oily water yang terikut dengan light naphtha. *Oily water* yang memiliki densitas lebih tinggi akan turun ke bawah

secara gravitasi dan berada di boot leg pada receiver untuk selanjutnya akan diproses ke utility plant. Light naphtha akan diumpankan kedalam *Light Naphtha Stabilizer*.

Produk bawah keluar kolom distilasi dengan suhu  $205,9^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $4,99\text{ kg/cm}^2\text{G}$ . Sebagian produk diumpankan pada *Precut Column Reboiler Heater* untuk diuapkan kembali menuju kolom distilasi dan untuk memisahkan fraksi ringan yang terikut pada produk bawah. Sementara sebagian kembali dipompa dengan *Precut Column Bottom Pump* menuju ke *Condensate Splitter*.

*Precut Column* didesain dengan jenis *tray tower distillation* dan berbentuk seperti botol (menyempit pada atas kolom). Hal ini didesain karena komposisi top product lebih kecil daripada produk bawah dengan tujuan menghindari terjadinya *weeping*. *Weeping* sendiri adalah suatu peristiwa dimana terdapat liquid yang tidak teruapkan secara sempurna akibat luas penampang tray yang terlalu lebar sedangkan jumlah uap yang teruapkan ke atas berjumlah sedikit sehingga *liquid* tersebut turun melalui *tray*.

#### 4.1.3.1.3 Pemisahan *Heavy Naptha* pada *Condensate Splitter*

Komponen berat yang berasal dari bottom product pada *Precut Column* kemudian masuk ke dalam *Condensate Splitter* dengan suhu  $162,5^{\circ}\text{C}$  dan tekanan sebesar  $0,88\text{ kg/cm}^2$ . Umpan masuk pada tray 20 *Condensate Splitter* untuk dilakukan pemisahan secara distilasi antara *heavy naphtha* (C6 – C13) dengan produk bawahnya yaitu C13 – C25 yang akan dipisahkan lebih lanjut pada *Distillate Column*. *Feed* masuk pada kolom kemudian adanya aliran *vapour* pada bawah kolom yang membawa panas dari *reboiler* menyebabkan komponen *heavy naphtha* sebagai fraksi yang lebih ringan akan menguap sedangkan fraksi berat (C13 – C25) tetap menjadi liquid karena belum mencapai titik didihnya. Pada *heavy naphtha* secara khusus diperhatikan temperaturnya karena untuk menghindari terjadinya pemutusan rantai akibat *thermal cracking* yang berdampak pada pemisahan produk *heavy naphtha*. Guna menghindari hal tersebut *heavy naphtha* perlu adanya pembatasan IBP (*Initial Boiling Point*) pada suhu  $80^{\circ}\text{C}$  dan FBP (*Final Boiling Point*) pada  $170^{\circ}\text{C}$ .

Produk atas dari *Condensate Splitter* berupa *heavy naphtha* dengan suhu sebesar  $146,1^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,7\text{ kg/cm}^2\text{G}$  akan menuju *Condensate Splitter Condenser* untuk dikondensasikan dari *vapour* menjadi *liquid* dengan menggunakan *fin fan*. Prinsip kerja *fin fan* di *Condensate Splitter Condenser* sama dengan prinsip kerja pada *fin fan* di *Precut Column Condenser*. Keluar dari *Condensate Splitter Condenser* pada suhu  $116,7^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $0,21\text{ kg/cm}^2\text{G}$ . *Heavy naphtha* masuk ke dalam *Condensate Splitter Receiver* sebagai *vessel* penampung. *Heavy naphtha* yang keluar dari *Condensate Splitter Receiver*, kemudian dipompakan dengan menggunakan *Heavy Naphtha Overhead Pump* dan sebagian direfluks ke dalam *Condensate Splitter*. Sebagian *heavy naphtha* akan menuju ke dalam *Heavy Naphtha Feed* untuk dilakukan pertukaran panas dengan kondensat. *Heavy naphtha* masuk *exchanger* dengan suhu masuk  $116,7^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $5,1\text{ kg/cm}^2\text{G}$ . Keluar dari *heat exchanger*, *heavy naphtha* yang bersuhu  $68,1^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $4,17\text{ kg/cm}^2\text{G}$  kemudian dialirkan menuju unit *Naphtha Hydrotreating Unit*.

#### 4.1.3.1.4 Pemisahan Komponen pada *Distillate Column*

Pada *Distillate Column*, *feed* masuk berupa fraksi berat berasal dari produk bawah *Condensate Splitter*. Fraksi berat dari produk bawah *Condensate Splitter* yang berupa *liquid* dengan suhu  $240,1^{\circ}\text{C}$  tekanan  $6,68\text{ kg/cm}^2\text{G}$  dipompa dengan *Condensate Splitter*

*Bottom Pump* menuju ke dalam kolom distilasi selanjutnya. Fraksi berat terlebih dahulu dipanaskan dengan heater melalui *radian section* hingga suhunya menjadi  $329,2^{\circ}\text{C}$  dengan tekanan  $1,83 \text{ kg/cm}^2\text{G}$  agar liquid tersebut dapat terkonversi sebagai *vapour* ketika masuk ke kolom distilasi. *Distilate Column Feed Heater* ini juga berfungsi sebagai reboiler yang bertujuan untuk menguapkan kembali liquid yang menjadi produk bawah pada kolom distilasi. Fraksi berat tersebut kemudian diumpankan ke *Distilate Column* melalui *side draw*, hal ini dikarenakan  $\pm 90\%$  umpan masuk ke dalam kolom berupa *vapour* karena telah dipanaskan pada *Distilate Column Feed Heater* yang bertujuan agar kontak pada *tray* lebih luas.

*Feed* masuk dalam kolom pada suhu  $331,4^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $1,6 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ . Uap yang berupa fraksi ringan seperti *kerosene* (C13–C17) dan *gas oil* (C17–C20) akan teruapkan sedangkan produk bawah yang berupa liquid merupakan PTCF (*Petrochemical Thermal Cracker Feed*) dengan susunan molekul atom carbon C20–C25. PTCF berfungsi sebagai campuran *gas oil* yang bertujuan untuk meningkatkan nilai pembakaran *gas oil* dengan jalan mengurangi angka pembakaran sehingga pada laju putaran mesin yang tinggi konsumsi *gas oil* mejadi lebih rendah. Pada *Distillate Column* terjadi pemisahan multi komponen sehingga terdapat produk samping yang diperoleh berdasarkan perbedaan titik didih dan volatilitas. Volatilitas sendiri adalah kecenderungan suatu komponen pada suatu campuran untuk menguap.

#### 4.1.3.1.5 Pemurnian Produk Gas Oil Menggunakan Diesel Stripper

*Side product* berupa *gas oil* yang ditampung dalam *accumulator* yang berfungsi sebagai bak penampung terletak diantara *tray* 11 dan 12 diumpankan ke *Diesel Stripper* pada suhu  $230,8^{\circ}\text{C}$  dan tekanan berkisar  $7,73 \text{ kg/cm}^2\text{G}$ . Jumlah *tray* dalam *Diesel Stripper* berjumlah 6 *tray*. Kolom distilasi ini bertujuan untuk memisahkan kerosin yang terikut dalam produk diesel. Pada Diesel Stripper, feed masuk pada atas kolom sehingga kerosin yang terikut dalam produk diesel yang berupa *liquid* akan teruapkan sementara *gas oil* akan turun ke bawah menuju ke *bottom column*. Selanjutnya keluar dari kolom *Diesel stripper* pada suhu  $307,5^{\circ}\text{C}$  dan tekanan berkisar  $4,89 \text{ kg/cm}^2\text{G}$  feed dipompakan dengan *Diesel Pump* untuk sebagian menuju *Diesel Stripper Steam Generator* dan sebagian menuju *storage tank*.

Produk *gas oil* yang akan digunakan untuk reboiler akan dimanfaatkan panasnya untuk memproduksi steam dengan *output Middle Pressure Steam*. Pada *Diesel Stripper Steam Generator*, *gas oil* masuk pada suhu  $307,5^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $4,89 \text{ kg/cm}^2\text{G}$  dimanfaatkan panasnya tersebut untuk mengubah BFW (*Boiler Feed Water*) menjadi steam dengan tekanan sebesar  $17 \text{ kg/cm}^2\text{G}$  dan temperatur  $210^{\circ}\text{C}$ . Masuk ke dalam *Diesel Trim Cooler* mengalami pertukaran panas menggunakan *heat exchanger tipe shell and tube* dengan fluida pendinginannya menggunakan cooling water sehingga suhu keluarnya menjadi  $40^{\circ}\text{C}$  dan tekanan  $2,19 \text{ kg/cm}^2\text{G}$  selanjutnya produk diesel akan dikirim ke *Diesel Storage Tank*.

#### 4.1.4 Data Lingkungan

Kilang minyak milik PT. TPPI dijalankan selama 24 jam sehingga perbedaan suhu dan cuaca antara siang dan malam hari sangatlah memengaruhi penilaian risiko dalam tugas akhir ini. Data lingkungan pada siang dan malam hari yang didapatkan dari BMKG (Badan Meteorologi dan Geofisika) Tuban ini dapat dilihat pada Tabel 4.4.



Tabel 4. 4 Data lingkungan Tuban pada siang dan malam hari (BMKG, 2018)

Parameter	Siang Hari	Malam Hari
Suhu lingkungan (°C)	32	27
Kelembaban relatif (%)	55	85
Kecepatan angin (km/jam)	28	19
Arah angin	ke Timur	ke Timur

## 4.2 Hazard and Operability (HAZOP) Study

*Hazard and Operability (HAZOP)* adalah salah satu metode yang digunakan untuk menganalisa potensi bahaya secara spesifik dari suatu sistem. Spesifik berarti mengetahui penyebab dari potensi bahaya yang terjadi dan menghasilkan jenis analisa konsekuensi yang harus diambil. Berdasarkan BS IEC 61882: 2001 proses HAZOP termasuk dalam menentukan node, deviasi, *safety guard*, dan kriteria lain untuk mendukung penelitian.

### 4.2.1 Pembagian Node

Node digunakan untuk memudahkan pekerjaan dalam membuat HAZOP. Suatu sistem yang kompleks memiliki subsistem dengan komponen dan fungsi yang berbeda sehingga diperlukan adanya pembagian node untuk mengelompokkan komponen dan fungsi dari subsistem tersebut. Pembagian node untuk sistem pengolahan kondensat menjadi solar dapat dilihat pada Gambar 4.4 dengan penjabarannya sebagai berikut:



Gambar 4. 4 Pembagian node  
(Sumber: Google Earth)

#### 1. Node 1

Node ini difokuskan pada penyimpanan kondensat di dalam tangki penyimpanan yang bernama Feedstock sebelum nantinya akan ditransferkan untuk diolah. Berikut spesifikasi dari tangki yang dinilai:

- Kapasitas : 60.000 m<sup>3</sup>
- Jumlah : 2 buah
- Operation pressure : 5-15 kg/cm<sup>2</sup>
- Operation temperature : 35-40°C

## 2. Node 2

Penentuan node ini mencakup jalur pipa dan komponennya yang dimulai dari jalur transfer kondensat tangki Feedstock menuju ke Precut Column untuk dilakukan pemisahan antara fraksi berat dengan fraksi ringan. Fraksi berat berupa *light naphtha* akan dipisahkan dengan fraksi ringan yang berupa *diesel*, kerosin, dan residu.

## 3. Node 3

Jalur pipa transfer dari precut column menuju condensate splitter dijadikan sebagai fokus untuk node 3. Condensate splitter berfungsi untuk memisahkan komponen *heavy naphtha* dengan fraksi berat.

## 4. Node 4

Node 4 ini difokuskan untuk penilaian untuk komponen yang ada di jalur perpipaan dari condensate splitter menuju distillate column. Distillate column memiliki fungsi yang sama dengan condensate splitter yaitu memisahkan fraksi berat dengan fraksi ringan yang nantinya fraksi berat akan ditransferkan menuju diesel stripper.

## 5. Node 5

Proses menransfer fraksi berat menuju diesel stripper dijadikan sebagai fokus untuk node 5. Proses transfer dilakukan dengan menggunakan pipa sama seperti node 3 dan 4. Diesel stripper ini fungsinya memurnikan kandungan *diesel oil*.

## 6. Node 6

Sama seperti 3 node sebelumnya, node 6 ini juga difokuskan kepada jalur pipa transfer yaitu menrasfer *diesel oil* menuju ke Diesel Storage Tank untuk dilakukan penyimpanan. *Diesel oil* yang sudah mengalami pemanasan berkali-kali di tahapan sebelumnya akan didinginkan sebelum memasuki tangki penyimpanan.

## 7. Node 7

Node ini difokuskan kepada pengisian dan penyimpanan diesel oil di dalam tangki penyimpanan yang dinamakan Diesel Storage Tank. Berikut spesifikasi dari tangki penyimpanan tersebut:

- Kapasitas : 40.000 m<sup>3</sup>
- Jumlah : 1 buah
- Operation pressure : 5–15 kg/cm<sup>2</sup>
- Operation temperature : 35–40°C

## 8. Node 8

Proses transfer menggunakan pipa dari Diesel Storage Tank menuju kapal yang sebelumnya melalui manifold juga perlu dinilai risiko bahayanya sehingga subsistem ini dijadikan sebagai node 8.

#### 4.2.2 *Deviation Determination*

Berdasarkan BS IEC 61882: 2001 daftar deviasi sudah tersedia seperti yang terlihat pada Tabel 4.5. *Guide word* dikombinasikan dengan jenis dari deviasi tersebut. Variabel deviasi dapat ditentukan berdasarkan jenis sistem yang perlu dinilai. Untuk keperluan perancangan dan maksud pengerjaan dalam skripsi ini adalah penanganan proses bongkar muat minyak sehingga yang bersangkutan adalah variabel yang dapat menyebabkan naiknya aliran dan suhu karena deviasi semacam itu dapat menyebabkan pecahnya komponen dan selanjutnya menyebabkan pelepasan minyak.

Tabel 4. 5 HAZOP *guide word* (British Standard, 2001)

<b>Guide Word</b>	<b>Meaning</b>
NO OR NOT	Complete negation of the design intent
MORE	Quantitative increase
LESS	Quantitative decrease
AS WELL AS	Qualitative modification/increase
PART OF	Qualitative modification/decrease
REVERSE	Logical opposite of the design intent
OTHER THAN	Complete substitution

#### 4.2.3 *Cause and Consequences Determination*

Penyebab dan konsekuensi adalah variabel yang terjadi yang disebabkan oleh implementasi deviasi pada sistem. Penyebab dan konsekuensi terperinci harus ditentukan sehingga kemungkinan penyebab dan konsekuensinya dapat dikurangi.

#### 4.2.4 *Safeguard Determination*

*Safeguard* adalah fasilitas yang dirancang untuk mengatasi konsekuensi yang disebabkan oleh deviasi. *Safeguard* termasuk indikator yang menunjukkan parameter dan alarm otomatis yang memperingatkan operator ketika parameter tertentu tidak dalam kisaran aman.

#### 4.2.5 *Action Required Determination*

Tindakan yang harus diambil jika ada bahaya tertentu yang terjadi adalah rekomendasi yang disarankan oleh penguji agar konsekuensi atau efeknya dapat dikurangi. Tindakan yang diperlukan juga perlu diperiksa sehingga setiap potensi bahaya dapat dicakup dan perencanaan penanggulangan dapat ditentukan.

#### 4.2.6 *HAZOP Worksheet*

Dalam mengerjakan HAZOP dibutuhkan lembar kerja yang menampilkan *nodes*, *keyword*, *consequences*, *safeguard*, dan *action required*. Proses HAZOP akan menghasilkan penyimpangan-penyimpangan dari desain sesungguhnya dengan mengombinasikan antara *guide word* dengan parameter proses. Penerapan parameter akan bergantung pada jenis proses yang sedang ditinjau. Pada tugas akhir ini yang akan ditinjau adalah parameter *flow*, *pressure*, dan *temperature* karena ketiga parameter tersebut berpengaruh dalam proses transfer kondensat dan bahan bakar minyak.

Selanjutnya menuliskan semua kemungkinan yang menjadi penyebab dari penyimpangan dimulai dari sebab yang dapat menyebabkan kemungkinan terburuk. Setelah diketahui penyebab-penyebab yang mungkin terjadi dapat diketahui konsekuensi,

pedoman keselamatan, dan tindakan-tindakan yang harus dilakukan sebagai langkah antisipasi. Proses yang sama terus diulang untuk penyimpangan selanjutnya dan seterusnya sampai penyelesaian suatu node hingga node berikutnya. Berikut ini adalah contoh lembar kerja dari HAZOP:

<b>STUDY TITLE : NODE 2</b>							<b>SHEET : 1 of 1</b>		
<b>DRAWING NO. :</b>		REV. No. : 00					<b>DATE :</b>		
<b>TEAM COMPOSITION :</b>							<b>MEETING DATE :</b>		
<b>NODE CONSIDERED :</b>		Node 2 – Feedstock Tank to Precut Column							
<b>DESIGN INTENT :</b>		Material : Condensate Source : Feedstock Tank		Activity : Oil transfer Destination : Precut Column					
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	NO	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Shutdown system, considering install flow meter before valve, install gas detector to detect evaporation, and routine maintenance	Offset Marine Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire	Safety valve			
				Control valve, safety valve, hand valve fail	No condensate supply	None shown			
2	MORE	Pressure	More Pressure	Too high discharge rate from feedstock tank	High pressure in pipeline that can lead into rupture and leakage	Pressure indicator		Lower discharge rate from feedstock tank	Offset Marine Division
3	MORE	Temperature	More Temperature	Heater overheated	High temperature in pipeline that can lead into rupture and triggers a fire	Temperature indicator		Install gas detector	Offset Marine Division

Gambar 4. 5 HAZOP *worksheet* untuk node 2

### 4.3 Penilaian Frekuensi

Penilaian frekuensi pada tugas akhir ini dilakukan dengan menggunakan 2 metode yaitu FTA (Fault Tree Analysis) dan ETA (Event Tree Analysis). Metode FTA digunakan untuk menilai frekuensi dengan keluaran (top event) hanya berupa 1 kejadian yang kemudian dikaji penyebabnya, sedangkan metode ETA menggunakan masukan pemicu kejadian (initial event) dari nilai dan kejadian *top event* dari FTA.

Penilaian frekuensi terbagi menjadi dua bagian. Bagian pertama adalah *processing* seperti tangki penyimpanan dan manifold sedangkan bagian kedua adalah *transferring* menggunakan jalur pipa.

Penilaian frekuensi untuk jalur pipa menggunakan data dari OGP (Oil and Gas Producers) riser & pipeline release frequencies. Data yang diambil dari OGP untuk tugas akhir ini adalah data untuk *onshore oil pipeline* yang mengacu kepada CONCAWE (Conservation of Clean Air and Water in Europe).

Penentuan nilai frekuensi kegagalan dari komponen-komponen yang terdapat pada bagian *processing* menggunakan panduan dari DNV Failure Frequencies Guideline dan OGP (Oil and Gas Producers) Process Release Frequencies, sedangkan untuk menentukan nilai frekuensi dari tangki penyimpanan menggunakan panduan dari OGP (Oil and Gas Producers) Storage Incident Frequencies. Skenario kegagalan menggunakan 5 kategori ukuran lubang kebocoran yang berbeda yaitu 1-3 mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm, dan >150 mm.

#### 4.3.1 Nilai Frekuensi Kegagalan Komponen

Sebelum melakukan penilaian frekuensi dengan FTA dan ETA, terlebih dulu harus mengetahui nilai frekuensi kegagalan dari masing-masing komponen untuk setiap node dengan variasi lubang kebocoran yang berbeda. Berikut data nilai frekuensi kegagalan untuk tiap komponen di masing-masing node dengan variasi diameter lubang kebocoran yang berbeda:

Tabel 4. 6 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 1

Node 1			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Feedstock tank (storage tank)	FST 001		$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$
		FST 002						
2.	Control valve (actuated)	CV 001	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
		CV 002						

Tabel 4. 7 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 2

Node 2			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Control valve (actuated)	CV 003	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
		CV 004						
		CV 005						
		CV 006						
		CV 007						
		CV 008						
		CV 009						
		CV 010						
		CV 011						
		CV 012						
2.	Hand valve (manual)	HV 001 HV 002	12 in	8,4E-05	4,3E-05	2,3E-05	6,3E-06	7,8E-06
3.	Centrifugal pump	P 001 P 002		3,4E-03	1,0E-03	2,9E-04	3,9E-05	1,5E-05
4.	Safety valve (actuated)	SV 001 SV 002	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 4.7

Node 2			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
5.	Tube side heat exchanger	HE 001	12 in	8,2E-04	3,8E-04	1,8E-04	4,3E-05	3,3E-05
		HE 002						
		HE 003						
		HE 004						
		HE 005						
		HE 006						

Tabel 4. 8 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 3

Node 3			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Control valve (actuated)	CV 013	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
		CV 014						
		CV 015						
2.	Centrifugal pump	P 004	12 in	3,4E-03	1,0E-03	2,9E-04	3,9E-05	1,5E-05
3.	Safety valve (actuated)	SV 003	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
4.	Tube side heat exchanger	HE 007	12 in	8,2E-04	3,8E-04	1,8E-04	4,3E-05	3,3E-05

Tabel 4. 9 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 4

Node 4			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Hand valve (manual)	HV 003	12 in	8,4E-05	4,3E-05	2,3E-05	6,3E-06	7,8E-06

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 4.9

Node 4			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
2.	Control valve (actuated)	CV 016	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
		CV 017						
		CV 018						
3.	Centrifugal pump	P 005		3,4E-03	1,0E-03	2,9E-04	3,9E-05	1,5E-05
4.	Safety valve (actuated)	SV 004	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
5.	Tube side heat exchanger	HE 008		8,2E-04	3,8E-04	1,8E-04	4,3E-05	3,3E-05

Tabel 4. 10 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 5

Node 5			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Hand valve (manual)	HV 004	12 in	8,4E-05	4,3E-05	2,3E-05	6,3E-06	7,8E-06
2.	Control valve (actuated)	CV 019	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
		CV 020						
		CV 021						
3.	Centrifugal pump	P 006		3,4E-03	1,0E-03	2,9E-04	3,9E-05	1,5E-05
4.	Safety valve (actuated)	SV 005	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
5.	Tube side heat exchanger	HE 009		8,2E-04	3,8E-04	1,8E-04	4,3E-05	3,3E-05



Tabel 4. 11 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 6

Node 6			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Hand valve (manual)	HV 005	12 in	8,4E-05	4,3E-05	2,3E-05	6,3E-06	7,8E-06
2.	Control valve (actuated)	CV 022	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
		CV 023						
		CV 024						
3.	Centrifugal pump	P 007		3,4E-03	1,0E-03	2,9E-04	3,9E-05	1,5E-05
4.	Safety valve (actuated)	SV 006	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
5.	Fin fan cooler	FF 001		1,0E-03	4,9E-04	2,4E-04	6,0E-05	4,9E-05

Tabel 4. 12 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 7

Node 7			Frekuensi / Diameter Lubang					
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Diesel storage tank	DST 001		$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$	$2,8 \times 10^{-3}$
2.	Control valve (actuated)	CV 025	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
3.	Safety valve (actuated)	SV 007	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06

Tabel 4. 13 Nilai frekuensi kegagalan untuk node 8

Node 8				Frekuensi / Diameter Lubang				
No.	Equipment	Identification	Size	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1.	Hand valve (manual)	HV 006	12 in	8,4E-05	4,3E-05	2,3E-05	6,3E-06	7,8E-06
2.	Control valve (actuated)	CV 026	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
3.	Centrifugal pump	P 008		3,4E-03	1,0E-03	2,9E-04	3,9E-05	1,5E-05
4.	Shutdown valve (actuated)	SDV 001	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06
6.	Safety valve (actuated)	SV 008	12 in	2,1E-04	6,3E-05	1,8E-05	2,4E-06	6,0E-06

#### 4.3.2 *Fault Tree Analysis (FTA)*

*Fault Tree Analysis* adalah proses skematis yang menggunakan diagram untuk menunjukkan kemungkinan hasil awal dari peristiwa paling dasar dan menggunakan *gate logic*, seperti AND OR, untuk menganalisa ke peristiwa teratasnya. Pada skripsi ini, nilai frekuensi kegagalan dari FTA akan ditentukan sebagai pelepasan minyak dari sistem. Gerbang logis dasar FTA dapat ditentukan menggunakan AND OR *logic* yang dijelaskan pada penjelasan berikut:

1) *Top event*

*Top event* adalah gate paling atas yang menjelaskan jenis kegagalan yang dianalisis.

2) *OR gate*

Peristiwa keluaran yang terkait dengan gate ini ada jika setidaknya satu dari peristiwa masukan ada. Persamaan matematika untuk logika ini bisa diwakili menggunakan:

$$P(A \cap B) = P(A) \times P(B)$$

3) *AND gate*

Output yang terkait dengan gate ini hanya ada jika semua peristiwa input ada secara bersamaan. Persamaan matematika untuk logika ini dapat diwakili menggunakan:

$$P(A \cup B) = P(A) + P(B) - P(A \cap B)$$

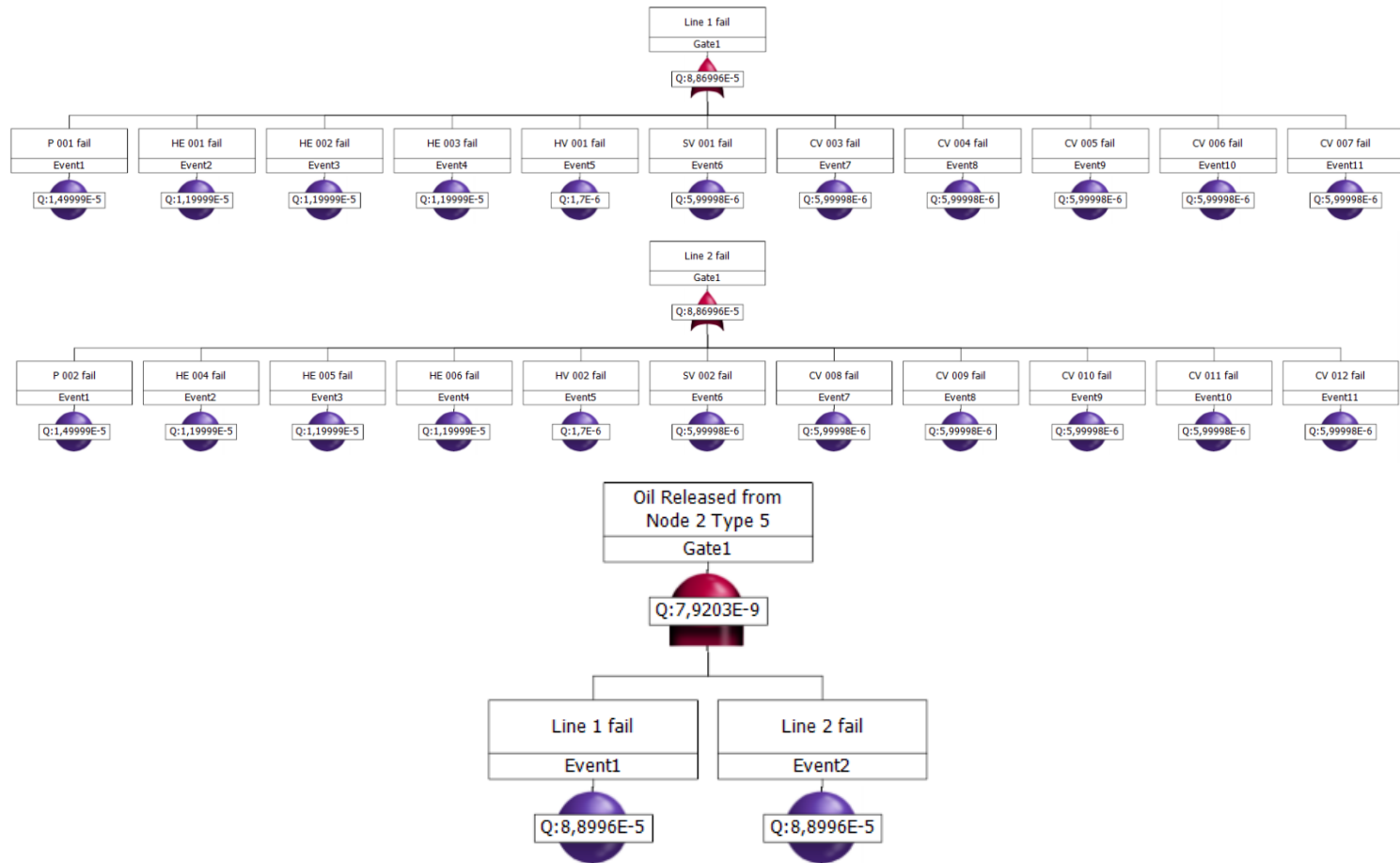
4) *Basic event*

*Basic event* adalah peristiwa paling dasar yang dapat terjadi di sistem.

*Fault Tree Analysis* memberi keterkaitan antara kegagalan komponen ke dalam kegagalan sistem. Seluruh sistem sudah dibagi menjadi subsistem dan menjadi beberapa node. *Fault Tree Analysis* memberikan probabilitas kegagalan setiap node dan kontribusi setiap probabilitas kegagalan node ke seluruh kemungkinan kegagalan yang terjadi pada sistem. Karena frekuensi dari *release frequency* terdiri dari berbagai diameter lubang kebocoran, proses FTA juga harus mengakomodasi berbagai ukuran diameter lubang kebocoran untuk setiap perhitungan node.

Pada tugas akhir ini, proses perhitungan untuk *Fault Tree Analysis* menggunakan perangkat lunak. Perangkat lunak ini membantu mengembangkan perhitungan nilai FTA dan juga representasi grafis FTA. Contoh perhitungan FTA dengan perangkat lunak dapat dilihat pada Gambar 4.6 yang dilakukan untuk penilaian komponen pada jalur pipa transfer dari feedstock tank menuju ke *precut column*. Top event menggunakan gate AND karena jalur pipa akan bocor jika disebabkan oleh gagalnya kedua jalur pipa yang digunakan untuk proses transfer. Nilai frekuensi kegagalan untuk tiap node dapat dilihat pada Tabel 4.14.

Karena proses transfer dari *feedstock tank* menuju *precut column* menggunakan dua jalur maka digunakan gate AND sebagai perhitungan dari *top event* nya seperti yang dapat dilihat pada Gambar 4.6. Jalur pipa akan mengalami kegagalan apabila kedua jalur gagal. Jika hanya ada satu jalur yang mengalami kegagalan maka sistem tidak gagal karena proses transfer masih bisa menggunakan jalur pipa satunya. Node 2 ini tiap jalurnya berisi komponen-komponen seperti pompa sentrifugal, *heat exchanger* yang berjumlah 3 buah, hand valve, safety valve, dan control valve yang berjumlah 5 buah. Jika salah satu dari komponen tersebut mengalami kegagalan maka akan menyebabkan kebocoran pada jalur pipa tersebut.



Gambar 4. 6 Perhitungan FTA untuk node 2 dengan kategori lubang kebocoran >150 mm

Tabel di bawah ini berisi hasil dari perhitungan dari frekuensi kegagalan untuk setiap node dengan variasi diameter kebocoran. Seperti yang dapat dilihat, node 4 dan 5 memiliki nilai yang sama karena komponen yang tertera di sistem tersebut sama. Nilai frekuensi kegagalan terbesar terdapat pada node 2 dikarenakan penggunaan *gate* pada *top event* yang berbeda dengan node lainnya seperti yang telah dijeleaskan pada halaman sebelumnya.

Tabel 4. 14 Hasil perhitungan FTA

Node	Top Event (Scenario)	Frekuensi Kegagalan				
		1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150	>150 mm
1	Oil Release	4,3E-4	1,3E-4	4,2E-5	1,04E-5	1,76E-5
2	Oil Release	6,8E-5	6,7E-6	6,7E-7	1,69E-8	7,9E-9
3	Oil Release	5,6E-3	1,72E-3	5,2E-4	7,5E-5	2,13E-4
4	Oil Release	5,2E-3	1,7E-3	5,3E-4	7,6E-5	5,9E-5
5	Oil Release	5,2E-3	1,7E-3	5,3E-4	7,6E-5	5,9E-5
6	Oil Release	6,1E-3	1,8E-3	6,3E-4	1,1E-4	9,6E-5
7	Oil Release	3,2E-3	2,9E-3	2,8E-3	2,8E-3	2,8E-3
8	Oil Release	4,1E-3	1,2E-3	3,7E-4	7,4E-5	1E-4

#### 4.3.3 Event Tree Analysis (ETA)

*Event Tree Analysis* merupakan sebuah metode yang digunakan untuk memprediksi kemungkinan-kemungkinan yang terjadi dari beberapa kejadian. ETA menggunakan masukan pemicu kejadian (*initial event*) dari nilai dan kejadian *top event* dari FTA. *Initial event* pada tugas akhir ini adalah *oil release* karena tugas akhir ini membahas tentang analisa risiko pada kilang minyak sebagaimana nilai dari kemungkinan terjadinya *oil release* ini didapat dari perhitungan dengan FTA. Pelepasan minyak dapat menimbulkan terjadinya *pool fire* apabila terjadi *ignition* dari sumber api. Penghitungan *ignition probability* dari sistem membutuhkan data frekuensi pelepasan minyak dari sistem. Frekuensi keluaran dari FTA adalah berupa rentang nilai seperti 1-3 mm dan 3-10 mm sehingga untuk menghitung ETA akan digunakan nilai pasti yaitu, 3 mm, 10 mm, 50 mm, 150 mm, dan 200 mm. Menghitung *mass of oil release* dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$Q_L = 2,1 \times 10^{-4} x d^2 x \sqrt{\rho_L x P_L} \quad (1) \text{ (DNV, 2014)}$$

Dimana,

d = *hole diameter* (mm)

$\rho_L$  = *liquid density* (kg/m<sup>3</sup>)

PL = *initial pressure of liquid* (bar gauge)

Dalam perhitungan *oil release* ini, *hole diameter* disesuaikan dengan variasi lubang kebocoran yang digunakan untuk perhitungan FTA. Karena terdapat penggunaan 2 fluida yang berbeda dalam tugas akhir ini, maka hasil perhitungan untuk *oil release* nya pun berbeda. Tabel 4.15 memperlihatkan perhitungan *oil release* untuk kondensat dengan *liquid density* sebesar 828,1 kg/m<sup>3</sup> dan *initial pressure* nya sebesar 6,9 bar. Sedangkan Tabel 4.16 menunjukkan hasil perhitungan *oil release* untuk solar dengan *liquid density* sebesar 832,2 kg/m<sup>3</sup> dan *initial pressure* nya sebesar 4,8 bar.

Tabel 4. 15 Perhitungan *oil release* untuk kondensat

No	Hole Diameter (mm)	Density of Condensate (kg/m <sup>3</sup> )	P <sub>L</sub> (bar)	Mass of Oil Release at Higher Range of Hole (kg/s)
1	3	828,1	6,9	1,429E-01
2	10	828,1	6,9	1,058E+00
3	50	828,1	6,9	2,646E+01
4	150	828,1	6,9	2,381E+02
5	200	828,1	6,9	4,233E+02

Tabel 4. 16 Perhitungan *oil release* untuk solar

No	Hole Diameter (mm)	Density of Diesel Oil (kg/m <sup>3</sup> )	P <sub>L</sub> (bar)	Mass of Oil Release at Higher Range of Hole (kg/s)
1	3	832,2	4,8	1,195E-01
2	10	832,2	4,8	8,848E-01
3	50	832,2	4,8	2,212E+01
4	150	832,2	4,8	1,991E+02
5	200	832,2	4,8	3,539E+02

Setelah nilai dari *mass of oil release* sudah didapat maka langkah selanjutnya adalah menentukan nilai *ignition*. Nilai ini didapat dengan menyesuaikan antara nilai *mass of oil release* dengan nilai *release rate* dengan nilai *ignition* yang terdapat pada Tabel 2.6. Jika nilai tidak tertera maka dilakukan perhitungan dengan interpolasi. Setelah menemukan nilai *ignition* maka selanjutnya harus mencari nilai dari *delayed ignition*. Nilai ini didapat dari Tabel 4.17 yang bersumber dari OGP (Oil and Gas Producers) sebesar 0,11. Langkah selanjutnya adalah menentukan nilai dari *immediate ignition* yang didapatkan dengan pengurangan nilai 1 dengan nilai *delayed ignition*. Hal ini dilakukan karena total nilai dari kegagalan adalah 1 sehingga nilai dari *immediate ignition* dan *delayed ignition* haruslah 1.

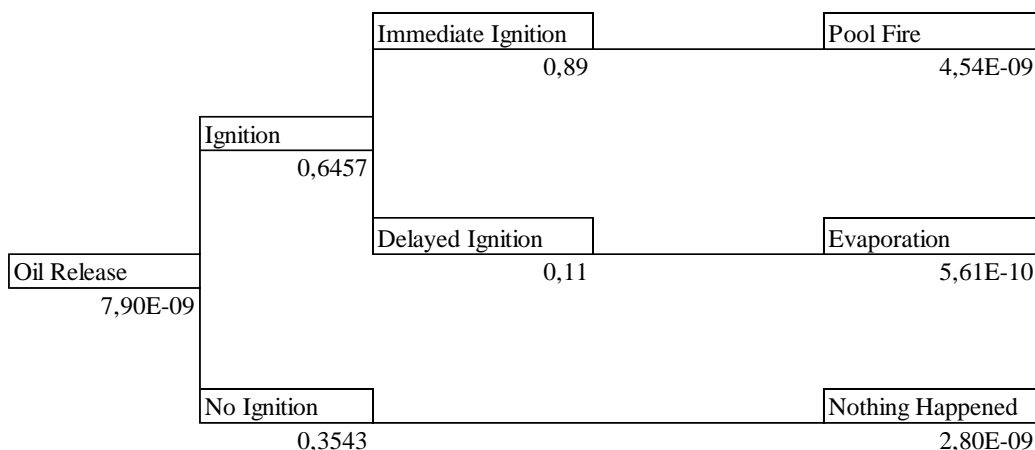
*Ignition* nantinya akan menjadi *pool fire* dan nilai dari *delayed ignition* akan menjadi *evaporation* sesuai dengan pemodelan konsekuensi yang dipilih pada bahasan sebelumnya. Jika tidak terjadi *ignition* maka hal yang terjadi hanyalah minyak yang mengalir keluar pipa sehingga diibaratkan tidak terjadi apa-apa atau *nothing happened*.

Tabel 4. 17 *Immediate and delayed ignition probability* (OGP, 2013)

<i>Release Rate</i>	<i>Immediate Ignition</i>	<i>Delayed Ignition</i>
<i>Shallow gas blowout</i>	0,07	0,11
<i>Deep blowout</i>	0,09	-
<i>Deep Well Release</i>	0,03	-

Selanjutnya dilakukan perhitungan dengan metode ETA seperti yang dapat dilihat pada Gambar 4.7 dan rekapitulasi perhitungan untuk semua node dapat dilihat pada Tabel 4.18. Gambar di bawah ini adalah hasil dari perhitungan frekuensi kegagalan untuk node 2 dengan diameter kebocoran sebesar 150 mm. Seperti yang telah dibahas pada sub bab sebelumnya bahwa hasil konsekuensi yang dibahas pada tugas akhir ini

adalah *pool fire* dan *evaporation* maka kedua hal tersebut dijadikan sebagai hasil keluaran perhitungan ETA. Nilai masukan yang digunakan merupakan hasil perhitungan dari kejadian puncak pada FTA.



Gambar 4. 7 Perhitungan ETA untuk node 2 dengan *bore* 200 mm

Tabel 4. 18 Hasil perhitungan ETA

Node	Hole Diameter (mm)	Scenario Frequencies		
		Pool Fire	Evaporation	Nothing Happened
1	3 mm	4,58E-07	5,66E-08	4,29E-04
	10 mm	3,55E-07	4,39E-08	1,30E-04
	50 mm	2,87E-06	3,55E-07	3,88E-05
	150 mm	4,98E-06	6,16E-07	4,80E-06
	>150 mm	1,01E-05	1,25E-06	6,24E-06
2	3 mm	7,25E-08	8,96E-09	6,79E-05
	10 mm	1,83E-08	2,26E-09	6,68E-06
	50 mm	4,58E-08	5,66E-09	6,19E-07
	150 mm	8,10E-09	1,00E-09	7,80E-09
	>150 mm	4,54E-09	5,61E-10	2,80E-09
3	3 mm	5,97E-06	7,38E-07	5,59E-03
	10 mm	4,70E-06	5,81E-07	1,71E-03
	50 mm	3,55E-05	4,39E-06	4,80E-04
	150 mm	3,59E-05	4,44E-06	3,46E-05
	>150 mm	1,22E-04	1,51E-05	7,55E-05
4	3 mm	5,54E-06	6,85E-07	5,19E-03
	10 mm	4,65E-06	5,74E-07	1,69E-03
	50 mm	3,62E-05	4,48E-06	4,89E-04
	150 mm	3,64E-05	4,50E-06	3,51E-05
	>150 mm	3,39E-05	4,19E-06	2,09E-05

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 4.18

Node	Hole Diameter (mm)	Scenario Frequencies		
		Pool Fire	Evaporation	Nothing Happened
5	3 mm	5,54E-06	6,85E-07	5,19E-03
	10 mm	4,65E-06	5,74E-07	1,69E-03
	50 mm	3,62E-05	4,48E-06	4,89E-04
	150 mm	3,64E-05	4,50E-06	3,51E-05
	>150 mm	3,39E-05	4,19E-06	2,09E-05
6	3 mm	5,75E-06	7,10E-07	6,09E-03
	10 mm	3,78E-06	4,68E-07	1,80E-03
	50 mm	3,10E-05	3,83E-06	5,95E-04
	150 mm	4,87E-05	6,02E-06	5,53E-05
	>150 mm	4,93E-05	6,09E-06	4,06E-05
7	3 mm	3,01E-06	3,73E-07	3,20E-03
	10 mm	6,10E-06	7,53E-07	2,89E-03
	50 mm	1,38E-04	1,70E-05	2,65E-03
	150 mm	1,24E-03	1,53E-04	1,53E-04
	>150 mm	1,44E-03	1,78E-04	1,78E-04
8	3 mm	3,86E-06	4,77E-07	4,10E-03
	10 mm	2,52E-06	3,12E-07	1,20E-03
	50 mm	1,82E-05	2,25E-06	3,50E-04
	150 mm	3,28E-05	4,05E-06	3,72E-05
	>150 mm	5,14E-05	6,35E-06	4,23E-05

#### 4.4 Analisa Konsekuensi

Analisa konsekuensi dilakukan untuk mengetahui efek dari scenario yang terdapat pada perhitungan ETA. Pada tugas akhir ini, analisa konsekuensi dilakukan untuk mengetahui dampak dari api terhadap fasilitas yang terdapat di lokasi tersebut dan terhadap manusia yang berada di sekitar lokasi kejadian atau yang disebut dengan risiko social. Sebelum melakukan analisa dan pemodelan konsekuensi, terlebih dahulu harus menentukan area mana yang terdampak (*receiver area*) dan mendata jumlah dari manusia yang berada di area tersebut. Berikut daftar dari *receiver area* dan jumlah manusia yang berada di sana berdasarkan waktu *shift* yang ada di PT. TPPI:

##### 1. Siang hari

Tabel 4. 19 Penentuan *receiver area*

<i>Receiver</i>	<i>Location</i>	<i>Corresponding Node</i>	<i>Amount of worker (s)</i>
<b>1</b>	Feedstock tank 1	1	2
<b>2</b>	Feedstock tank 2	1	2
<b>3</b>	Storage tank area 1	2	8

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya



Lanjutan Tabel 4.19

<b>Receiver</b>	<b>Location</b>	<b>Corresponding Node</b>	<b>Amount of worker (s)</b>
<b>4</b>	Central control building	3	25
<b>5</b>	Precut column	3	2
<b>6</b>	Condensate splitter	4	2
<b>7</b>	Power control room	4	2
<b>8</b>	Distillate column	5	2
<b>9</b>	Diesel splitter	6	2
<b>10</b>	Jalur pipa menuju diesel storage tank	6	4
<b>11</b>	Diesel storage tank	7	2
<b>12</b>	Storage tank area 2	7	6
<b>13</b>	Berth	8	4
<b>14</b>	Marine control building	8	8

## 2. Malam hari

Tabel 4. 20 Penentuan *receiver area*

<b>Receiver</b>	<b>Location</b>	<b>Corresponding Node</b>	<b>Amount of worker (s)</b>
<b>1</b>	Feedstock tank 1	1	-
<b>2</b>	Feedstock tank 2	1	-
<b>3</b>	Storage tank area 1	2	6
<b>4</b>	Central control building	2	15
<b>5</b>	Precut column	3	2
<b>6</b>	Condensate splitter	4	2
<b>7</b>	Power control room	4	2
<b>8</b>	Distillate column	5	2
<b>9</b>	Diesel splitter	6	2
<b>10</b>	Jalur pipa menuju diesel storage tank	7	2
<b>11</b>	Diesel storage tank	7	-
<b>12</b>	Storage tank area 2	7	4
<b>13</b>	Berth	8	5
<b>14</b>	Marine control building	8	10

**4.4.1 Pemodelan Konsekuensi untuk *Pool Fire* dengan *Fire Modelling Software***

*Pool fire* atau kolam api skenario konsekuensi yang digunakan untuk memodelkan radiasi panas yang terjadi di luar wilayah nyala api pada kolam api.

Skenario tingkat intensitas radius panas yang digunakan adalah  $4 \text{ kW/m}^2$ ,  $12,5 \text{ kW/m}^2$ , dan  $37,5 \text{ kW/m}^2$ . Contoh pemodelan untuk *pool fire* dapat dilihat pada gambar di bawah ini.






Gambar 4. 8 Pemodelan *pool fire* untuk node 2 dengan bore 200 mm



Gambar 4. 9 Pemodelan *pool fire* untuk node 2 dengan bore 200 mm

Hasil dari pemodelan konsekuensi dengan menggunakan *fire modelling software* menghasilkan 2 keluaran yang berbeda. Gambar 4.8 memperlihatkan hasil dari *pool fire* yang berbentuk *effect zone only* atau zona/daerah yang terkena dampak asap dan panas dari *pool fire* sedangkan Gambar 4.9 memperlihatkan bentuk dari api yang terjadi dan mengarah ke timur. Lingkaran berwarna biru, hijau, dan merah pada gambar menunjukkan radius intensitas panas yang terjadi pada saat *pool fire*. Berikut keterangan mengenai lingkaran tersebut:

Tabel 4. 21 Keterangan warna pada pemodelan *pool fire* (Mannan, 2005)

Warna	Radius Intensitas Panas	Keterangan
	4 kW/m <sup>2</sup>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Level sufficient to cause pain if subject does not reach cover in 20 s; blistering of skin likely</li> <li>• First degree burns</li> </ul>
	12,5 kW/m <sup>2</sup>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Minimum level for piloted ignition of wood, melting of plastic tubing, etc.</li> <li>• Second degree burns</li> </ul>
	37,5 kW/m <sup>2</sup>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Level sufficient to damage process equipment</li> <li>• Third degree burns</li> </ul>

Warna biru untuk 4 kW/m<sup>2</sup> berarti bahwa manusia yang berada di sekitar kejadian akan mengalami luka bakar pada kulit apabila tubuh mereka tidak dilindungi dalam waktu 20 detik. *First degree burns* merupakan luka bakar tingkat pertama yang dianggap ringan dibandingkan dengan tingkat luka bakar lainnya. Luka bakar ini menghasilkan rasa sakit dan kemerahan pada epidermis (lapisan luar kulit). Selanjutnya, warna hijau dengan radius intensitas panas sebesar 12,5 kW/m<sup>2</sup> merupakan tingkat minimal untuk terbakarnya kayu, pipa plastic, dll serta masuk ke dalam *second degree burns* atau luka bakar tingkat dua yakni luka bakar parsial yang memengaruhi epidermis dan dermis (lapisan bawah kulit). Luka bakar ini menyebabkan rasa sakit, kemerahan, bengkak, dan panas. Warna merah dengan radius sebesar 37,5 kW/m<sup>2</sup> merupakan tingkat terbakarnya peralatan proses hingga rusak serta masuk ke dalam *third degree burns* atau luka bakar tingkat ketiga. *Third degree burns* merupakan tingkat luka bakar dengan ketebalan penuh yang menembus dermis dan memengaruhi jaringan yang lebih dalam. Luka bakar ini menghasilkan kulit yang putih atau menghitam, hangus, dan mungkin mati rasa.

Hasil yang diperoleh dari penggunaan *fire modelling software* dapat dilihat pada Tabel 4.22 untuk pemodelan pada siang hari dan Tabel 4.23 untuk pemodelan pada malam hari. Pada siang hari terlihat memiliki hasil yang lebih tinggi dibanding hasil pada malam hari. Hal ini dikarenakan pada siang hari jumlah pekerja lebih banyak dan suhu pada siang hari yang cenderung lebih panas dengan kecepatan angin yang lebih cepat.

## A. Siang Hari

Tabel 4. 22 Perhitungan *pool fire* untuk siang hari

No.	Receiver	Leak Bore Diameter (mm)	Corresponding Node	Number of People	Pool Diameter (m)	Heat Intensity Radius (m)		
						4 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>	37,5 kW/m <sup>2</sup>
1	Feedstock Tank 1	3	1	2	0,9726	26,9935	24,9565	22,2061
		10			3,2654	37,7624	32,3395	25,2397
		50			16,8748	64,8221	42,3490	-
		150			52,3898	109,4870	50,0367	-
		200			70,4175	132,5340	59,4619	-
2	Feedstock Tank 2	3	1	2	0,9726	26,9935	24,9565	22,2061
		10			3,2654	37,7624	32,3395	25,2397
		50			16,8748	64,8221	42,3490	-
		150			52,3898	109,4870	50,0367	-
		200			70,4175	132,5340	59,4619	-
3	Storage Tank Area 1	3	1	8	0,9726	26,9935	24,9565	22,2061
		10			3,2654	37,7624	32,3395	25,2397
		50			16,8748	64,8221	42,3490	-
		150			52,3898	109,4870	50,0367	-
		200			70,4175	132,5340	59,4619	-
4	Central Control Building	3	2	25	0,3242	12,0957	11,2958	10,1829
		10			1,0810	16,5091	14,2864	11,3013
		50			5,4107	32,1094	24,4571	13,3883
		150			6,6029	33,9787	25,2944	12,1417
		200			6,6142	33,5043	24,8106	11,6449
5	Precut Column	3	2	2	0,3242	12,0957	11,2958	10,1829
		10			1,0810	16,5091	14,2864	11,3013
		50			5,4107	32,1094	24,4571	13,3883
		150			6,6029	33,9787	25,2944	12,1417
		200			6,6142	33,5043	24,8106	11,6449

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 4. 22

No.	Receiver	Leak Bore Diameter (mm)	Corresponding Node	Number of People	Pool Diameter (m)	Heat Intensity Radius (m)		
						4 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>	37,5 kW/m <sup>2</sup>
<b>6</b>	Condensate Splitter	3	3	2	0,3214	12,0702	11,2761	10,1786
		10			1,0714	16,4555	14,2490	11,2822
		50			5,3629	31,9762	24,3671	13,3984
		150			6,5589	33,8841	25,2367	12,2568
		200			6,5685	33,4122	24,7568	11,7688
<b>7</b>	Power Control Room	3	3	2	0,3214	12,0702	11,2761	10,1786
		10			1,0714	16,4555	14,2490	11,2822
		50			5,3629	31,9762	24,3671	13,3984
		150			6,5589	33,8841	25,2367	12,2568
		200			6,5685	33,4122	24,7568	11,7688
<b>8</b>	Distillate Column	3	4	2	0,3192	12,0523	11,2626	10,1767
		10			1,0642	16,4147	14,2205	11,2685
		50			5,3269	31,8810	24,3047	13,5170
		150			6,4790	33,7107	25,1305	12,1973
		200			6,4888	33,2516	24,6632	11,7486
<b>9</b>	Diesel Splitter	3	5	2	1,2736	-	-	-
		10			3,4221	-	-	-
		50			12,6911	22,7055	16,7033	-
		150			30,6875	61,2651	42,1228	38,0443
		200			38,5770	78,8167	60,7855	49,7068
<b>10</b>	Jalur Pipa dari Diesel Splitter ke Diesel Storage Tank	3	6	4	1,3391	-	-	-
		10			3,5978	-	-	-
		50			13,3513	24,0450	17,8348	11,8045
		150			32,3342	66,5248	49,9481	40,4444
		200			40,6687	83,5099	64,4213	52,7665
<b>11</b>	Diesel Storage Tank	3	7	2	2,9572	-	-	-
		10			7,9845	14,5412	7,1074	-
		50			27,7204	63,1531	46,7118	36,0888

Lanjutan Tabel 4. 22

No.	Receiver	Leak Bore Diameter (mm)	Corresponding Node	Number of People	Pool Diameter (m)	Heat Intensity Radius (m)		
						4 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>	37,5 kW/m <sup>2</sup>
11	Diesel Storage Tank	150	7	2	57,8834	141,6570	105,4280	83,8358
		200			68,6877	170,5720	126,8250	100,8620
12	Storage Tank Area 2	3	7	6	2,9572	-	-	-
		10			7,9845	14,5412	7,1074	-
		50			27,7204	63,1531	46,7118	36,0888
		150			57,8834	141,6570	105,4280	83,8358
		200			68,6877	170,5720	126,8250	100,8620
13	Berth	3	8	4	0,6061	-	-	-
		10			1,6429	-	-	-
		50			6,1049	9,1522	-	-
		150			14,5865	27,3354	20,4196	14,1558
		200			18,2360	35,2549	26,5861	20,5018
14	Marine Control Building	3	8	8	0,6061	-	-	-
		10			1,6429	-	-	-
		50			6,1049	9,1522	-	-
		150			14,5865	27,3354	20,4196	14,1558
		200			18,2360	35,2549	26,5861	20,5018

B. Malam Hari

Tabel 4. 23 Perhitungan *pool fire* untuk malam hari

No.	Receiver	Leak Bore Diameter (mm)	Corresponding Node	Number of People	Pool Diameter (m)	Heat Intensity Radius (m)		
						4 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>	37,5 kW/m <sup>2</sup>
1	Feedstock Tank 1	3	1	-	0,9924	20,3043	18,0472	15,2738
		10			3,3488	31,7095	25,9961	18,8830
		50			17,3777	60,4315	37,1738	-
		150			53,6524	103,8540	49,2623	-
		200			71,9771	125,7350	58,7029	-
2	Feedstock Tank 2	3	1	-	0,9924	20,3043	18,0472	15,2738
		10			3,3488	31,7095	25,9961	18,8830
		50			17,3777	60,4315	37,1738	-
		150			53,6524	103,8540	49,2623	-
		200			71,9771	125,7350	58,7029	-
3	Storage Tank Area 1	3	1	6	0,9924	20,3043	18,0472	15,2738
		10			3,3488	31,7095	25,9961	18,8830
		50			17,3777	60,4315	37,1738	-
		150			53,6524	103,8540	49,2623	-
		200			71,9771	125,7350	58,7029	-
4	Central Control Building	3	2	15	0,3273	9,4509	8,5691	7,5498
		10			1,0918	13,9744	11,5329	8,5649
		50			5,4709	29,1304	21,1685	10,6423
		150			6,6341	29,6139	20,5817	8,2566
		200			6,6477	29,1740	20,1297	7,7905
5	Precut Column	3	2	2	0,3273	9,4509	8,5691	7,5498
		10			1,0918	13,9744	11,5329	8,5649
		50			5,4709	29,1304	21,1685	10,6423
		150			6,6341	29,6139	20,5817	8,2566
		200			6,6477	29,1740	20,1297	7,7905

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 4.23

No.	Receiver	Leak Bore Diameter (mm)	Corresponding Node	Number of People	Pool Diameter (m)	Heat Intensity Radius (m)		
						4 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>	37,5 kW/m <sup>2</sup>
6	Condensate Splitter	3	3	2	1,2241	-	-	-
		10			3,2824	-	-	-
		50			12,0607	20,4162	14,6971	-
		150			28,6490	54,3829	42,1057	33,8656
		200			35,7540	69,4458	53,9988	44,2430
7	Power Control Room	3	3	2	1,2241	-	-	-
		10			3,2824	-	-	-
		50			12,0607	20,4162	14,6971	-
		150			28,6490	54,3829	42,1057	33,8656
		200			35,7540	69,4458	53,9988	44,2430
8	Distillate Column	3	4	2	0,3223	9,4078	8,5382	7,5433
		10			1,0749	13,8842	11,4739	8,5383
		50			5,3879	28,9390	21,0578	10,6105
		150			6,5142	29,4180	20,4931	8,3537
		200			6,5288	28,9697	20,0317	7,8738
9	Diesel Splitter	3	5	2	0,3165	9,3593	8,5039	7,5373
		10			1,0554	13,7761	11,4017	8,5072
		50			5,2912	28,6958	20,9080	10,5729
		150			6,4279	29,2583	20,4109	8,4232
		200			6,4448	28,8071	19,9446	7,8611
10	Jalur Pipa dari Diesel Splitter ke Diesel Storage Tank	3	6	2	0,3118	9,3219	8,4779	7,5338
		10			1,0400	13,6914	11,3456	8,4788
		50			5,2139	28,5049	20,7923	10,5636
		150			6,3364	29,0966	20,3319	8,4209
		200			6,3522	28,6339	19,8549	7,9350
11	Diesel Storage Tank	3	7	-	3,1060	-	-	-
		10			8,2629	14,1851	6,4019	-
		50			27,3907	59,4103	44,1718	33,9851



Lanjutan Tabel 4.23

No.	Receiver	Leak Bore Diameter (mm)	Corresponding Node	Number of People	Pool Diameter (m)	Heat Intensity Radius (m)		
						4 kW/m <sup>2</sup>	12,5 kW/m <sup>2</sup>	37,5 kW/m <sup>2</sup>
11	Diesel Storage Tank	150	7	-	54,0941	125,3650	94,1423	75,2637
		200			63,0119	147,9030	111,0140	88,8273
12	Storage Tank Area 2	3	7	4	3,1060	-	-	-
		10			8,2629	14,1851	6,4019	-
		50			27,3907	59,4103	44,1718	33,9851
		150			54,0941	125,3650	94,1423	75,2637
		200			63,0119	147,9030	111,0140	88,8273
13	Berth	3	8	5	0,4837	10,8038	9,5631	7,9247
		10			1,6126	16,9375	13,6001	9,6812
		50			7,0265	33,1522	23,7752	10,8983
		150			7,0630	31,6250	22,2115	9,3053
		200			7,0658	31,5070	22,0912	9,1806
14	Marine Control Building	3	8	10	0,4837	10,8038	9,5631	7,9247
		10			1,6126	16,9375	13,6001	9,6812
		50			7,0265	33,1522	23,7752	10,8983
		150			7,0630	31,6250	22,2115	9,3053
		200			7,0658	31,5070	22,0912	9,1806

#### 4.5 Evaluasi Risiko

Evaluasi risiko dalam tugas akhir ini menggunakan *F-N curve*. *F-N curve* merupakan salah satu bentuk dari representasi dari risiko social di mana F merupakan kumpulan dari frekuensi dan N adalah jumlah korban manusia yang terdampak. Pemetaan nilai F dan N akan mendapatkan level risiko dari kejadian yang terjadi. Sebagai contoh dari evaluasi risiko dengan *F-N curve* ini akan diperlihatkan untuk skenario evaluasi *pool fire* dengan lubang kebocoran sebesar 200 mm. Adapun hasil analisa dari *F-N curve* adalah sebagai berikut:

Tabel 4. 24 Data frekuensi kumulatif untuk masing-masing node dengan diameter kebocoran 200 mm

<i>Node</i>	<i>Locations</i>	<i>Fatalities</i>	<i>Frequency</i>	<i>Cumulative Frequency</i>
1	Feedstock tank	4	1,01E-05	1,01E-05
2	Storage tank area 1	8	4,54E-09	1,01E-05
3	Precut column & central control building	27	1,22E-04	1,33E-04
4	Condensate splitter & power control room	4	3,39E-05	1,66E-04
5	Distillate column	2	3,39E-05	2,00E-04
6	Diesel splitter & jalur pipa menuju storage tank area 2	6	4,93E-05	2,50E-04
7	Storage tank area 2	8	1,44E-03	1,69E-03
8	Berth & marine control room	12	5,14E-05	1,74E-03

Untuk memudahkan pembuatan *F-N curve* maka dilakukan pengurutan berdasarkan jumlah korban terbanyak sehingga hasilnya seperti yang terlihat pada Tabel 4.24.

Tabel 4. 25 Data frekuensi kumulatif setelah diurutkan berdasar jumlah korban

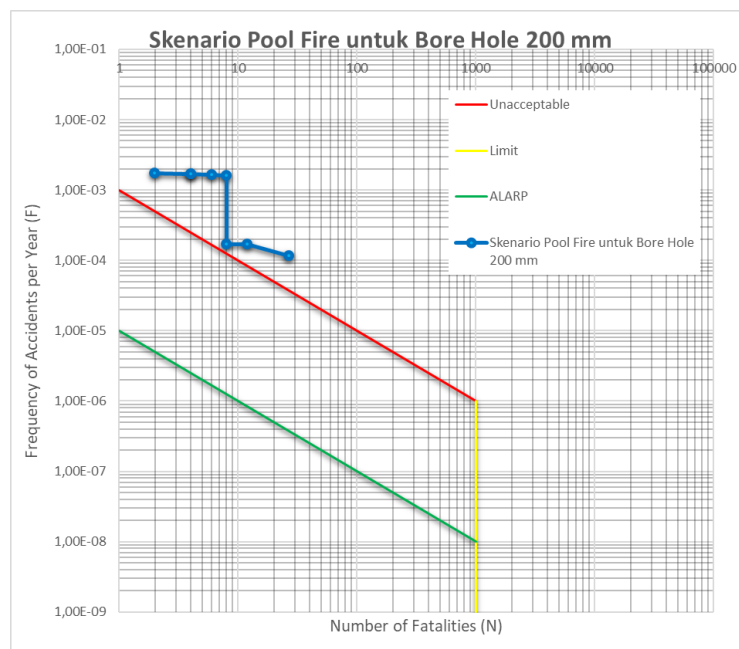
<i>Node</i>	<i>Locations</i>	<i>Fatalities</i>	<i>Frequency</i>	<i>Cumulative Frequency</i>
3	Precut column & central control building	27	1,22E-04	1,22E-04
8	Berth & marine control room	12	5,14E-05	1,74E-04
2	Storage tank area 1	8	4,54E-09	1,74E-04
7	Storage tank area 2	8	1,44E-03	1,61E-03

Dilanjutkan ke halaman selanjutnya

Lanjutan Tabel 4.25

<i>Node</i>	<i>Locations</i>	<i>Fatalities</i>	<i>Frequency</i>	<i>Cumulative Frequency</i>
<b>6</b>	Diesel splitter & jalur pipa menuju storage tank area 2	6	4,93E-05	1,66E-03
<b>1</b>	Feedstock tank	4	1,01E-05	1,67E-03
<b>4</b>	Condensate splitter & power control room	4	3,39E-05	1,70E-03
<b>5</b>	Distillate column	2	3,39E-05	1,74E-03

Setelah diurutkan, maka nilai frekuensi komulatif dan jumlah korban terdampak diplotkan ke dalam F-N *curve* dengan batas nilai daerah *unacceptable* adalah  $1,00\text{E-}03$  untuk jumlah korban sebanyak 1 orang;  $1,00\text{E-}04$  untuk jumlah korban mencapai 10 orang;  $1,00\text{E-}05$  untuk jumlah korban mencapai 100 orang; dan  $1,00\text{E-}06$  untuk korban mencapai 1000 orang serta batas nilai untuk daerah ALARP adalah  $1,00\text{E-}05$  untuk jumlah korban sebanyak 1 orang;  $1,00\text{E-}06$  untuk jumlah korban mencapai 10 orang;  $1,00\text{E-}07$  untuk jumlah korban mencapai 100 orang; dan  $1,00\text{E-}08$  untuk korban mencapai 1000 orang. Gambar 4.10 memperlihatkan hasil dari nilai yang telah diplotkan pada F-N *curve*.

Gambar 4. 10 F-N curve untuk skenario *pool fire* dengan *bore* 200 mm

Terlihat pada Gambar 4. 10 untuk semua node pada skenario *pool fire* dengan *bore* 200 mm berada di daerah *unacceptable*. Namun jika dilihat dari nilai frekuensi kumulatifnya, hanya nilai dari node 3, node 7, dan node 8 saja yang berada di daerah

*unacceptable*. Pembagian 3 daerah berdasarkan frekuensi kumulatif pada Gambar 4.10 untuk kejadian *pool fire* dengan diameter lubang kebocoran sebesar 200 mm dapat dilihat pada Gambar 4.11 di mana node 1, 2, 4, 5, 6, dan 8 berada pada daerah ALARP serta tidak ada yang berada pada daerah *acceptable*. dan untuk membuatnya berada pada daerah ALARP maka akan dilakukan mitigasi untuk langkah selanjutnya.

RISK LEVEL	TOTAL							
	NODE 1	NODE 2	NODE 3	NODE 4	NODE 5	NODE 6	NODE 7	NODE 8
ACCEPTABLE	0	0	0	0	0	0	0	0
ALARP	1	1	0	1	1	1	0	0
UNACCEPTABLE	0	0	1	0	0	0	1	1

Gambar 4. 11 Pembagian daerah evaluasi risiko

#### 4.6 Mitigasi

Mitigasi dilakukan dengan metode LOPA (*Layer of Protection Analysis*) yaitu sebuah studi yang dikembangkan berdasarkan analisis risiko. Tujuan utama dari penggunaan LOPA ini adalah untuk mengidentifikasi tindakan pencegahan terhadap konsekuensi potensial dari risiko tertentu dengan menambahkan *Independent Protection Layer* (IPL) sebagai langkah untuk menurunkan nilai frekuensi kegagalan agar saat di evaluasi hasilnya akan memasuki daerah ALARP.

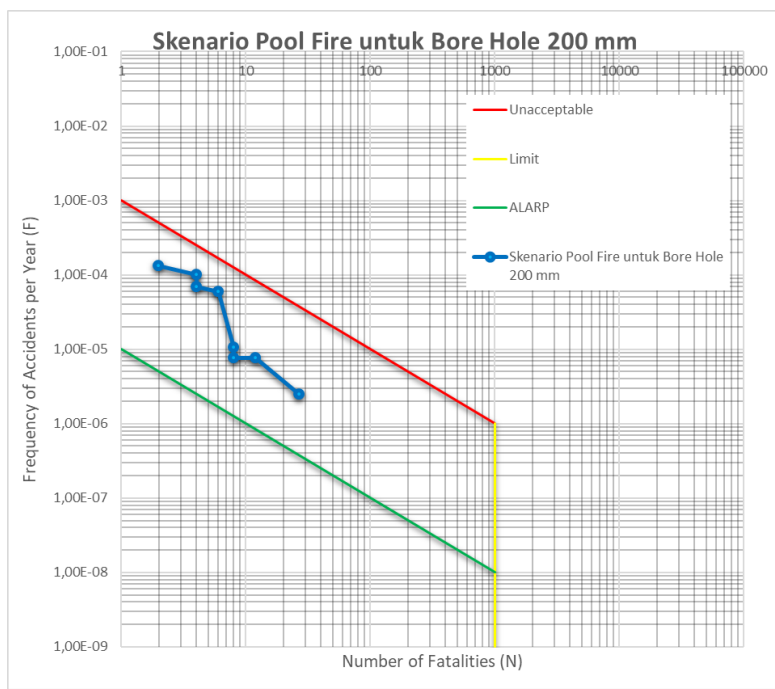
Scenario Pool Fire	Scenario Title: Pool Fire on Refinery Unit (200 mm)	Node Number 7	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Storage Tank 2 area		2,80E-03
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	5,77E-01	
	Delayed ignition probability	1,10E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1,44E-03
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02	
	Pressure alarm	4,22E-02	
	Gas detector	1,00E-01	
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02	
Total PFD for all IPLs		2,00E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			2,88E-06
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector and CO <sub>2</sub> system as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

Gambar 4. 12 Lembar kerja LOPA

Pada Gambar 4.11 telah dijelaskan bahwa beberapa node masuk ke daerah *unacceptable* sehingga harus dilakukan mitigasi dengan LOPA. LOPA memiliki lembar

kerja untuk menentukan langkah yang tepat dalam melakukan mitigasi. Langkah mitigasi yang digunakan ini adalah penambahan IPL berupa *temperature alarm*, *pressure alarm*, *gas detector*, dan *CO<sub>2</sub> system* sebagaimana dapat dilihat pada Gambar 4.12. Nilai dari *oil release*, *ignition* dan *delayed ignition probability*, serta *frequency of unmitigated consequence* yang terdapat pada lembar kerja LOPA didapatkan dari hasil perhitungan frekuensi menggunakan ETA.

Hasil mitigasi pada Gambar 4.13 menunjukkan bahwa semua node sudah berada di daerah ALARP. Mitigasi yang dilakukan adalah penambahan *CO<sub>2</sub> system* pada node 3, penambahan *gas detector* dan *CO<sub>2</sub> system* pada node 7, serta penambahan *gas detector* pada node 8 sehingga hasil dari mitigasi ini bisa dilihat pada Gambar 4.13.

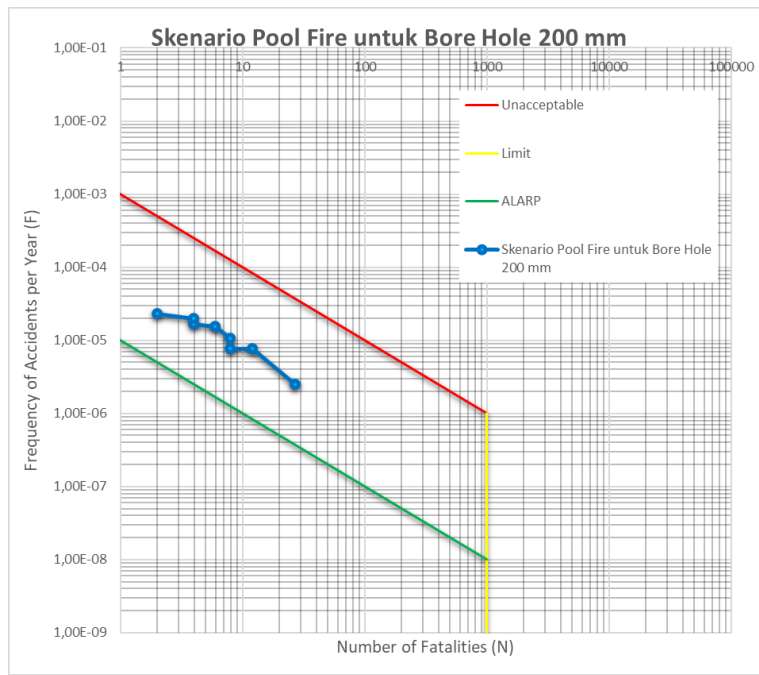


Gambar 4. 13 Hasil mitigasi dengan menggunakan LOPA

RISK LEVEL	TOTAL							
	NODE 1	NODE 2	NODE 3	NODE 4	NODE 5	NODE 6	NODE 7	NODE 8
ACCEPTABLE	0	0	0	0	0	0	0	0
ALARP	1	1	1	1	1	1	1	1
UNACCEPTABLE	0	0	0	0	0	0	0	0

Gambar 4. 14 Pembagian daerah evaluasi risiko setelah dilakukan mitigasi

Setelah dilakukan mitigasi dengan penambahan IPL maka ketiga node yaitu node 3, node 7, dan node 8 yang dimitigasi telah memasuki daerah ALARP seperti yang dapat dilihat pada Gambar 4.14. Namun seperti yang dapat dilihat walaupun sudah dilakukan mitigasi, beberapa node hampir mendekati *unacceptable* area sehingga dilakukan mitigasi kembali dengan penambahan *gas detector* pada node 1, 4, 5, dan 6. Hasil perubahan kurva dari mitigasi ulang dengan penambahan komponen untuk ke-4 node tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.15.



Gambar 4. 15 Hasil mitigasi ulang

## **BAB 5**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan analisa risiko sosial yang telah dikaji terkait penilaian risiko sosial pada terminal dan bahan bakar minyak dengan studi kasus di PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama ini maka didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Dari hasil analisa HAZOP yang telah dilakukan, bahaya yang mungkin terjadi pada kilang minyak ini adalah potensi kebakaran yang disebabkan oleh kurangnya *safety device* yang dipasang dan hal ini dijadikan sebagai acuan dalam membuat pemodelan kebakaran.
2. Cara menganalisa frekuensi kegagalan menggunakan FTA adalah dengan menentukan terlebih dahulu nilai frekuensi kegagalan dari masing-masing komponen yang menyebabkan terjadinya *oil release* dan menganalisa frekuensi kegagalan menggunakan ETA adalah dengan menggunakan masukan pemicu kejadian (*initial event*) dari nilai dan kejadian *top event* dari FTA yaitu *oil release*.
3. Hasil konsekuensi dengan *fire modelling software* adalah terlihatnya radius dari intensitas panas yang ditimbulkan oleh *pool fire*.
4. Cara melakukan mitigasi pada tugas akhir ini adalah dengan menggunakan metode LOPA yaitu menambahkan *Independent Protection Layer* (IPL) seperti *gas detector*, *CO2 system*, *temperature alarm*, dan *pressure alarm* sebagai langkah untuk menurunkan nilai frekuensi kegagalan.
5. Hasil yang perlu dievaluasi adalah menambahkan *safety device* seperti *gas detector* dan *CO2 system* di luar ruangan sehingga tingkat risiko bisa dikurangi.

#### **5.2 Saran**

Setelah dilakukan kajian risiko pada kilang minyak PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama dapat diberikan saran sebagai berikut:

1. Pada saat melakukan idenifikasi bahaya dengan metode HAZOP diperlukan P&ID yang akurat dan terbaru sehingga dapat mewakili kondisi pengoperasian kilang saat ini.
2. Penilaian risiko ini lebih baik jika semua jenis kondensat juga dilakukan penilaian untuk dijadikan perbandingan dengan hasil yang telah dilakukan.
3. Lebih baik jika skenario kebocoran pada pipa yang mungkin ditimbulkan karena korosi atau karena pihak ketiga juga ikut dihitung untuk menghasilkan nilai frekuensi kegagalan yang lebih akurat.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## DAFTAR PUSTAKA

- ABS, 2000. *Risk Assessment for The Marine and Offshore Oil and Gas Industries*, Texas: American Bureau of Shipping.
- Akbar, T. A., 2017. *Fire Risk Assessment of Terminal LPG Semarang*. Surabaya: Skripsi pada Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS.
- Alfan, V. N., 2014. *Penilaian Risiko Sosial pada Mini CNG Plant Blok Semanggi*. Surabaya: Skripsi pada Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS.
- Anon., n.d. *Peraturan Menteri Dalam Negeri Nomor 32 Tahun 2011 Bab 1 Pasal 1*, s.l.: s.n.
- Armanda, L. D., 2014. *Penilaian Risiko Sosial Akibat Kebocoran Pipa pada Jalur Pipa Transfer Bahan Bakar dari Dermaga ke Depo Milik PT. Duta Artha Bahari Nusantara Gresik*. Surabaya: Skripsi pada Departemen Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS.
- Artana, K. B. & Dinariyana, A. A. B., 2013. *Teori Keandalan Sistem dan Aplikasinya*. Surabaya: Guna Widya.
- Babrauskas, V., 1983. Estimating Large Pool Fire Burning Rates. *Fire Technology*, 19(4), pp. 251-261.
- BS IEC, 2001. *Hazard and Operability Studies (HAZOP Studies)-Application Guide BS IEC 61882:2001*. London: British Standard.
- Buthod, P., 2007. Crude Oil Properties and Condensate Properties and Correlations. In: L. W. Lake, ed. *Petroleum Engineering Handbook*. Larry W. Lake ed. Tulsa: Society of Petroleum Engineers, pp. 21-1 - 21-20.
- DNV, 2013. *Failure Frequency Guidance*, Oslo: Der Norske Veritas.
- Fuentes-Bargues, J. L., Gonzales-Cruz, M. C., Gonzalez-Gaya, C. & Baixauli-Perez, M. P., 2017. *Risk Analysis of a Fuel Storage Terminal using HAZOP and FTA*. Spain, International Journal of Environmental Research and Public Health.
- Ghurjar, B. R. et al., 2015. *Individual and Societal Risk Assessment for a Petroleum Oil Storage Terminal*. Jaipur, Journal of Hazardous, Toxic, and Radiactive Waste.
- HSE, 2012. *Five Steps to Risk Assessment*, London: UK HSE.
- Hurley, M. J., 2016. *SFPE Handbook of Fire Protection Engineering*. 5th ed. London: SFPE.
- IMO, 2002. *Guidelines for Formal Safety Assessment (FSA) for Use in The IMO Rule-Making Process*, London: International Maritime Organization.
- International Association of Oil and Gas Producers (OGP), 2010. *OGP Consequence Modelling*, London: International Association of Oil and Gas Producers.
- International Association of Oil and Gas Producers (OGP), 2010. *OGP Process Release Frequencies*, London: International Association of Oil and Gas Producers.
- International Association of Oil and Gas Producers (OGP), 2010. *OGP Storage Incident Frequencies*, London: International Association of Oil and Gas Producers.
- International Association of Oil and Gas Producers (OGP), 2013. *OGP Ignition Probability*, London: International Association of Oil and Gas Producers.
- Mannan, S., 2005. *Lees' Loss Prevention in the Process Industries – Hazard Identification, Assessment, and Control*. 3rd ed. Texas: Elsevier Inc..
- Massimo, G., Mara, L. & Federica, M., 2013. *Risk Analysis in Handling and Storage of Petroleum Products*. America, American Journal of Applied Science 10.

- Mousselli, A. H., 1981. *Offshore Pipeline Design, Analysis, and Methods*. Oklahoma: PennWell Books.
- Naeem, I. & Salley, M. H., 2004. *Fire Dynamic Tools (FDTs)*. Washington: U.S. Nuclear Regulatory Commission.
- Neunert, U. & Kaufmann, K.-D., 2012. Presenting the Societal Risk of Pipelines Transporting Hazardous Materials. *SYMPOSIUM*.
- Rausand, M. & Hoyland, A., 2004. *System Reliability Theory*. 2nd ed. Amerika: Wiley-Interscience.
- Society of Fire Protection Engineer, 2005. *SFPE Engineering Guide to Performance-Based Fire Protection Analysis and Design of Buildings*. London: SFPE.
- Standards Australia International Limited; Standards Association of Australia, 2004. *Risk Management Guidelines Companion to AS/NZS 4360:2004*. 3rd ed. Sydney: Standards Australia International.

## **LAMPIRAN**

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

**Lampiran 1: *Hazard and Operability (HAZOP) Study Result***

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

STUDY TITLE : NODE 1							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 1 – Feedstock tank						
DESIGN INTENT :			Material : Condensate Source : Feedstock tank		Activity : Storing condensate Destination : Feedstock tank		Material : Condensate Source : Feedstock tank		
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	More	Level	More level than expected (overfill)	Faulty level sensor. Incorrect valve setting.	Product over flow. Spill of liquid down external tank walls. Formation of flammable atmosphere as fuel hits floor.	Level indicator		Consider to install gas detector or renewal of level sensors	Offsite Marine Division
3	More	Pressure	More Pressure	Too high inlet flow	High pressure on feedstock tank	Pressure indicator		Install pressure detector and constant monitoring the components	Offsite Marine Division

STUDY TITLE : NODE 2							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 2 – Feedstock Tank to Precut Column						
DESIGN INTENT :			Material : Condensate Source : Feedstock Tank		Activity : Oil transfer Destination : Precut Column				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	NO	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Shutdown system, considering install flow meter before valve, install gas detector to detect evaporation, and routine maintenance	Offset Marine Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire	Safety valve			
				Control valve, safety valve, hand valve fail	No condensate supply	None shown			
2	MORE	Pressure	More Pressure	Too high discharge rate from feedstock tank	High pressure in pipeline that can lead into rupture and leakage	Pressure indicator		Lower discharge rate from feedstock tank	Offset Marine Division
3	MORE	Temperature	More Temperature	Heater overheated	High temperature in pipeline that can lead into rupture and triggers a fire	Temperature indicator		Install gas detector	Offset Marine Division
4			External Hazard	Corrosion	Corrosion can lead a leakage in pipeline and triggers a fire	None shown		Regularly check the thickness of the pipe and install gas detector on system	Offset Marine Division



STUDY TITLE : NODE 3							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 3 – Precut Column to Condensate Splitter						
DESIGN INTENT :			Material : Condensate Source : Precut Column		Activity : Oil transfer Destination : Condensate Splitter				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	NO	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Considering install flow meter before valve, regularly patrolling and inspection of transfer line, and routine maintenance.	Aromatic and Platforming Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire	Safety valve			
				Control valve, safety valve fail	No condensate supply	None shown			
2	MORE	Temperature	More Temperature	Heater overheated	Overheating of the heating tube causes a leakage on the tube and triggers a fire	Temperature indicator		Install gas detector	Aromatic and Platforming Division
3	MORE	Pressure	More Pressure	Temperature increases	Overheating of the heating tube causes a leakage and triggers a fire	Pressure indicator		Install gas detector	Aromatic and Platforming Division

STUDY TITLE : NODE 4							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 4 – Condensate Splitter to Distillate Column						
DESIGN INTENT :			Material: Condensate Source: Condensate Splitter		Activity: Conedensate transfer Destination: Distillate Column				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	NO	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Considering install flow meter before valve, regularly patrolling and inspection of transfer line, and routine maintenance.	Aromatic and Platforming Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire	Safety valve			
				Control valve, safety valve, hand valve fail	No condensate supply	None shown			
2	MORE	Temperature	More Temperature	Heater overheated	Overheating of the heating tube causes a leakage on the tube and triggers a fire	Temperature indicator		Install gas detector	Aromatic and Platforming Division
3	MORE	Pressure	More Pressure	Temperature increases	Overheating of the heating tube causes a leakage and triggers a fire	Pressure indicator		Install gas detector	Aromatic and Platforming Division
4			External Hazard	Corrosion	Corrosion can lead a fracture in pipeline	None shown		Regularly check the thickness of the pipe	Aromatic and Platforming Division

STUDY TITLE : NODE 5							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 5 – Distillate Column to Diesel Stripper						
DESIGN INTENT :			Material : Condensate Source : Distillate Column		Activity : Oil transfer Destination : Diesel Stripper				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	NO	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Considering install flow meter before valve, regularly patrolling and inspection of transfer line, and routine maintenance.	Aromatic and Platforming Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire	Safety valve			
				Control valve, safety valve, hand valve fail	No condensate supply	None shown			
2	MORE	Temperature	More Temperature	Heater overheated	Overheating of the heating tube causes a leakage on the tube and triggers a fire	Temperature indicator		Install gas detector	Aromatic and Platforming Division
3	MORE	Pressure	More Pressure	Temperature increases	Overheating of the heating tube causes a leakage and triggers a fire	Pressure indicator		Install gas detector	Aromatic and Platforming Division
4			External Hazard	Corrosion	Corrosion can lead a fracture in pipeline	None shown		Regularly check the thickness of the pipe	Aromatic and Platforming Division

<b>STUDY TITLE : NODE 6</b>						<b>SHEET : 1 of 1</b>			
<b>DRAWING NO. :</b>		REV. No. : 00				<b>DATE :</b>			
<b>TEAM COMPOSITION :</b>						<b>MEETING DATE :</b>			
<b>NODE CONSIDERED :</b>		Node 6 – Diesel Stripper to Diesel Oil Tank							
<b>DESIGN INTENT :</b>		Material : Diesel oil Source : Diesel Stripper		Activity : Diesel oil transfer Destination : Diesel Oil Tank					
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	No	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Considering install flow meter before valve, regularly patrolling and inspection of transfer line, and routine maintenance.	Aromatic and Platforming Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire	Safety valve			
				Control valve, safety valve, hand valve fail	No condensate supply	None shown			
2	More	Temperature	More Temperature	Cooler fail	High temperature causes the flow of the liquid faster than normal condition	Temperature indicator		Consider to install flow meter before storage tank	Aromatic and Platforming Division
3			External Hazard	Corrosion	Corrosion can lead a fracture or leakage in pipeline. Oil which released can caused evaporation or triggers a fire	None shown		Install gas detector and regularly check the thickness of the pipe	Aromatic and Platforming Division

STUDY TITLE : NODE 6							SHEET : 2 of 2		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 6 – Diesel Stripper to Diesel Oil Tank						
DESIGN INTENT :			Material : Diesel oil Source : Diesel Stripper		Activity : Diesel oil transfer Destination : Diesel Oil Tank				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
3	MORE	Temperature	More Temperature	High ambient temperature	Expansion of vapour inside tank	Temperature indicator		Constant monitoring of components	Aromatic and Platforming Division
4	MORE	Pressure	More Pressure	Too high inlet flow	High pressure on diesel oil tank	Pressure indicator, pressure safety valve		Constant monitoring the components	Aromatic and Platforming Division

STUDY TITLE : NODE 7							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 7 – Diesel Storage Tank						
DESIGN INTENT :			Material : Diesel oil Source : Diesel stripper		Activity : Tank filling Destination : Diesel oil storage				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	More	Flow	More Flow	Too high suction rate from diesel stripper pump	Higher flow rates on the system	None shown		Install flowmeter after pump	Offsite Marine Division
2	More	Level	More level than expected (overfill)	Faulty level sensor. Incorrect valve setting.	Product over flow. Spill of liquid down external tank walls. Formation of inflammable atmosphere as fuel hits floor.	Level indicator		Consider to install gas detector or renewal of level sensors	Offsite Marine Division
3	Reverse	Flow	Reverse flow	Valve or line blocked	Reverse flow can give a potential damage to cooler	None shown		Consider to install non return valve before storage tank	Offsite Marine Division
4	More	Pressure	More Pressure	Too high inlet flow	High pressure on storage tank	Pressure indicator		Install pressure detector and constant monitoring the components	

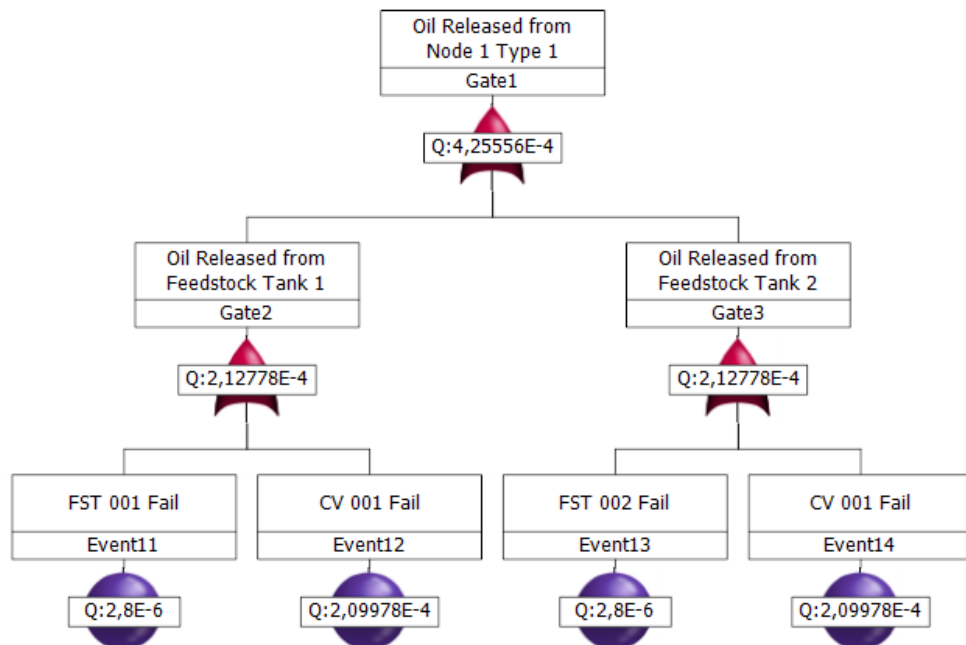
STUDY TITLE : NODE 8							SHEET : 1 of 1		
DRAWING NO. :			REV. No. : 00				DATE :		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE :		
NODE CONSIDERED :			Node 8 – Diesel Storage Tank to Ship’s Manifold						
DESIGN INTENT :			Material : Diesel Oil Source : Diesel Storage Tank		Activity : Diesel oil transfer Destination : Ship’s manifold				
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action required	Action allocated to
1	NO	Flow	No Flow	Pump fail	No condensate supply, system overheated	None shown		Shutdown system, install flowmeter, visual and condition check before operate unloading operation.	Offsite Marine Division
				Line blockage					
				Line fracture	Condensate discharged into area adjacent to public highway and triggers a fire			Regularly patrolling and inspection of transfer line	
				Hand valve, control valve, shutdown valve, safety valve fail	No condensate supply			Install flowmeter and routine maintenance	
2	MORE	Flow	More Flow	Too high suction rate from diesel oil pump	Higher flow rates on the system	None shown		Install flowmeter before pump	Offsite Marine Division
3	MORE	Pressure	More Pressure	Hand valve, control valve, shutdown valve, safety valve fail	Over pressure in the system that can lead into rupture or leakage in one/more components in the system. Oil release from the leakage can triggers a fire	Pressure indicator		Consider to install gas detector, visual and condition check, and routine maintenance	Offsite Marine Division

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

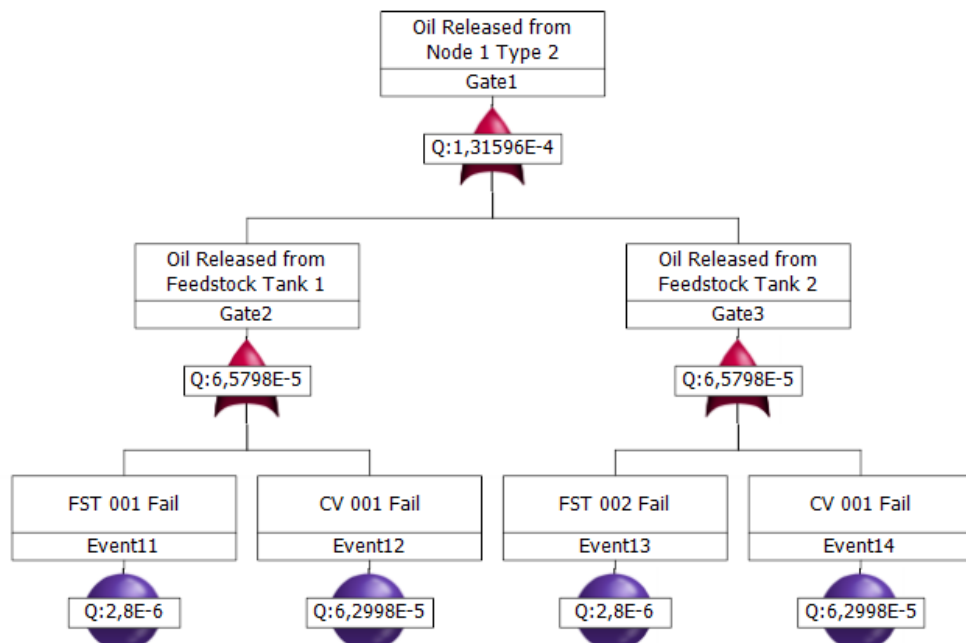


**Lampiran 2: *Fault Tree Analysis (FTA) Result***

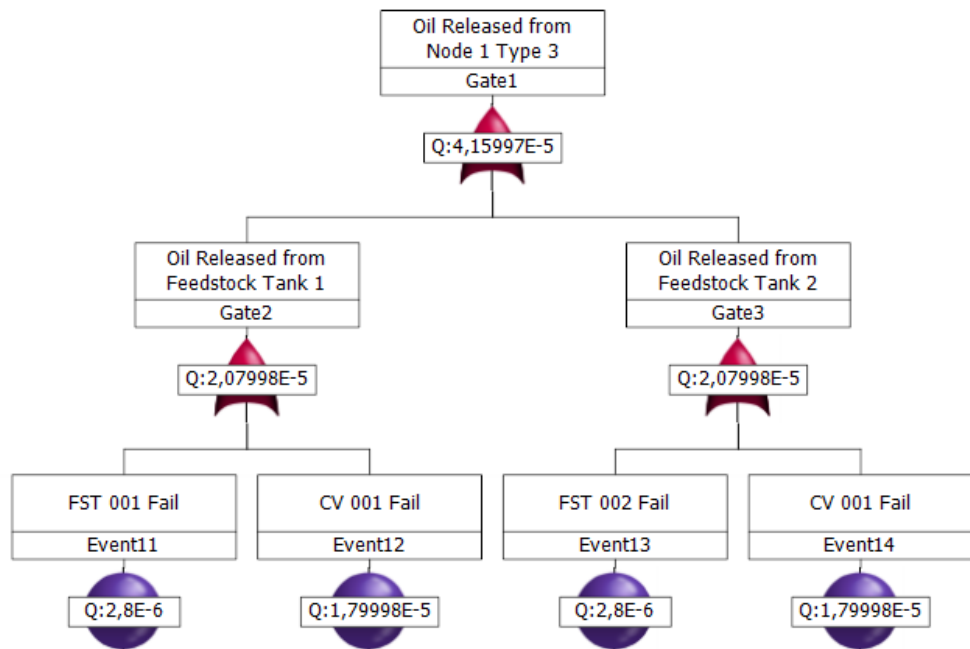
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



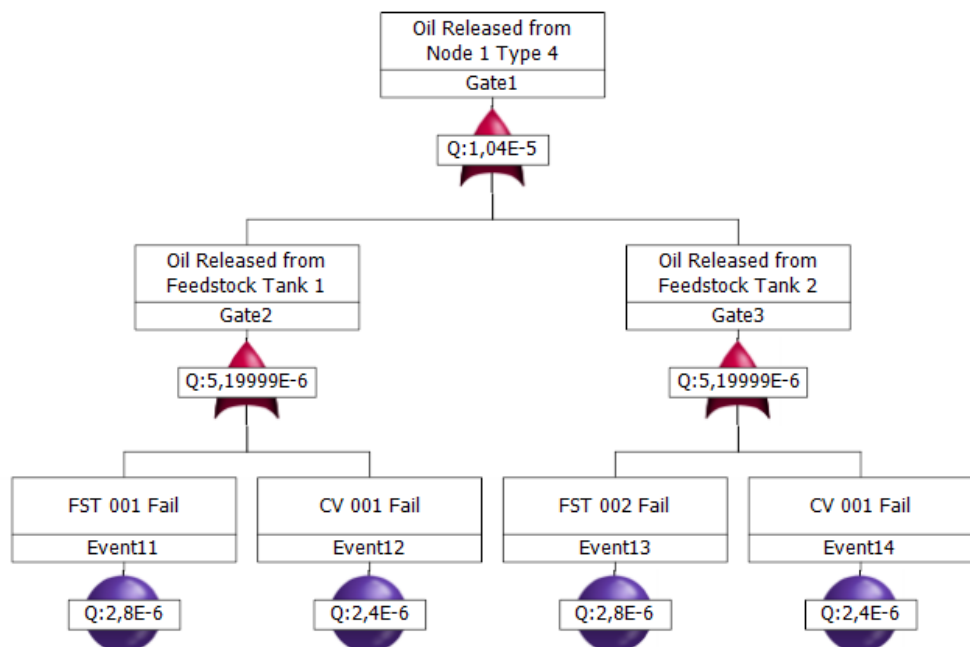
Hasil FTA untuk Node 1 dengan skenario diameter lubang kebocoran 1-3 mm



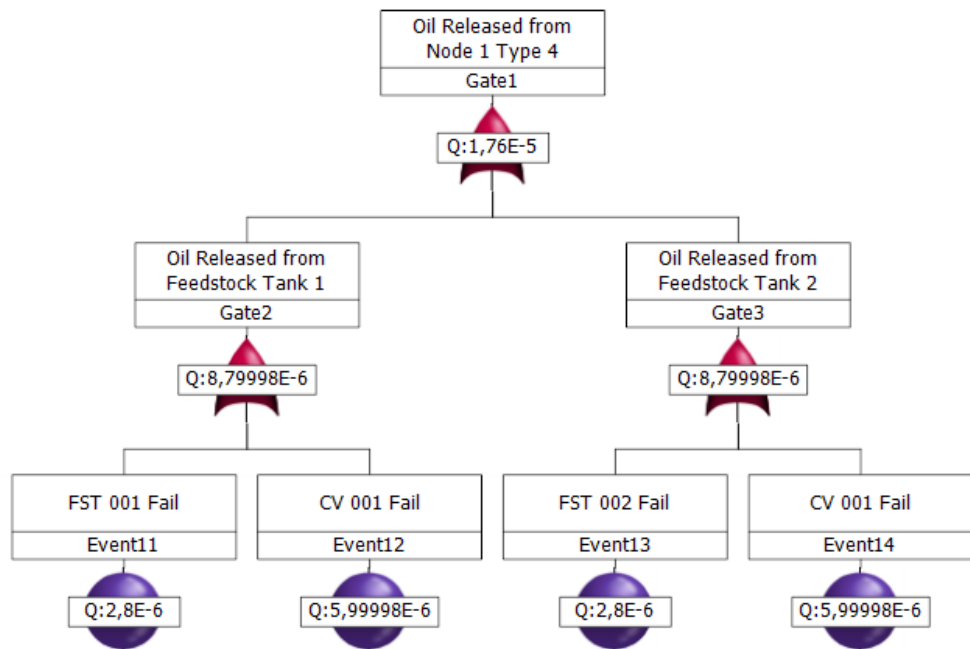
Hasil FTA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



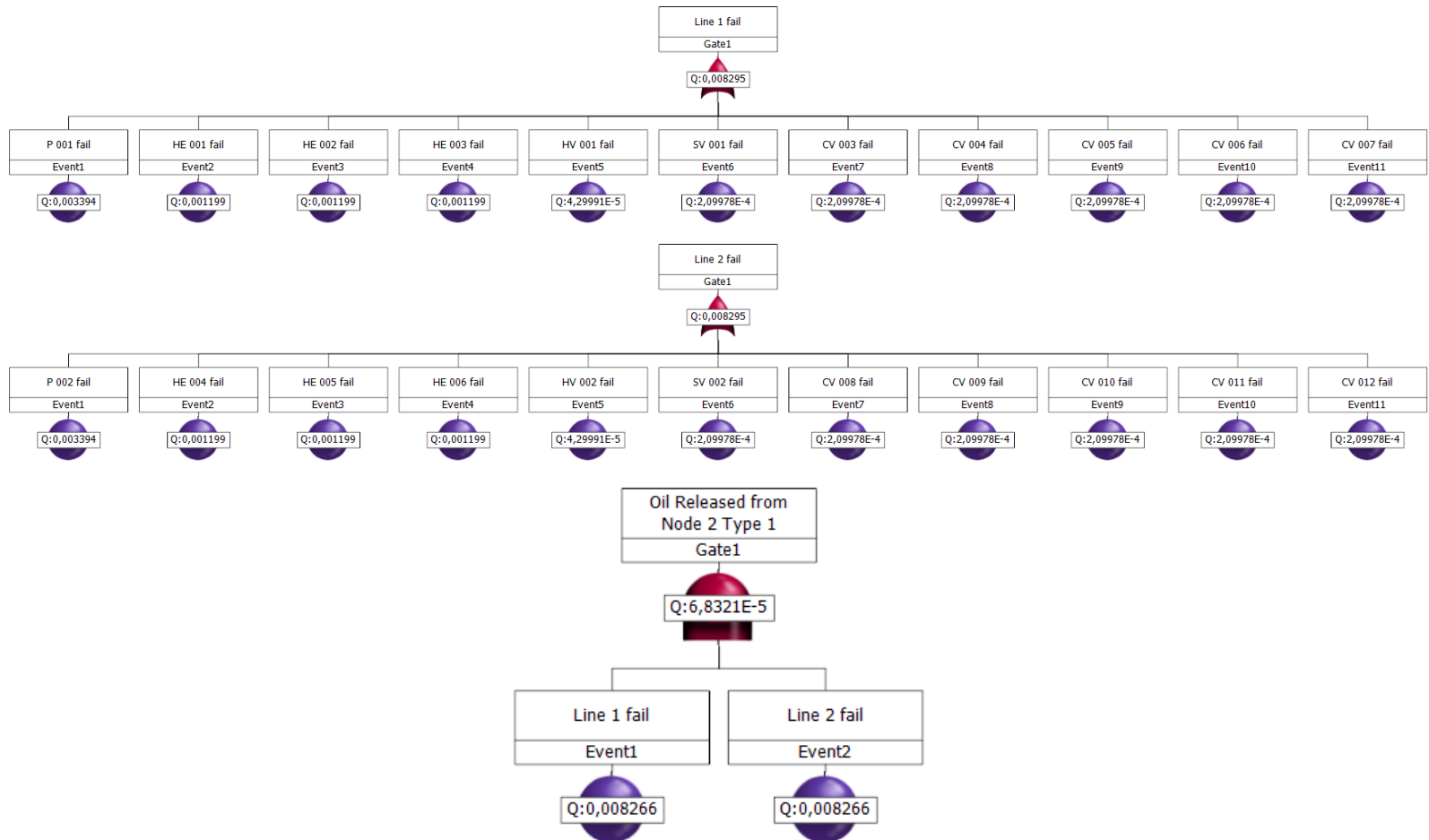
Hasil FTA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



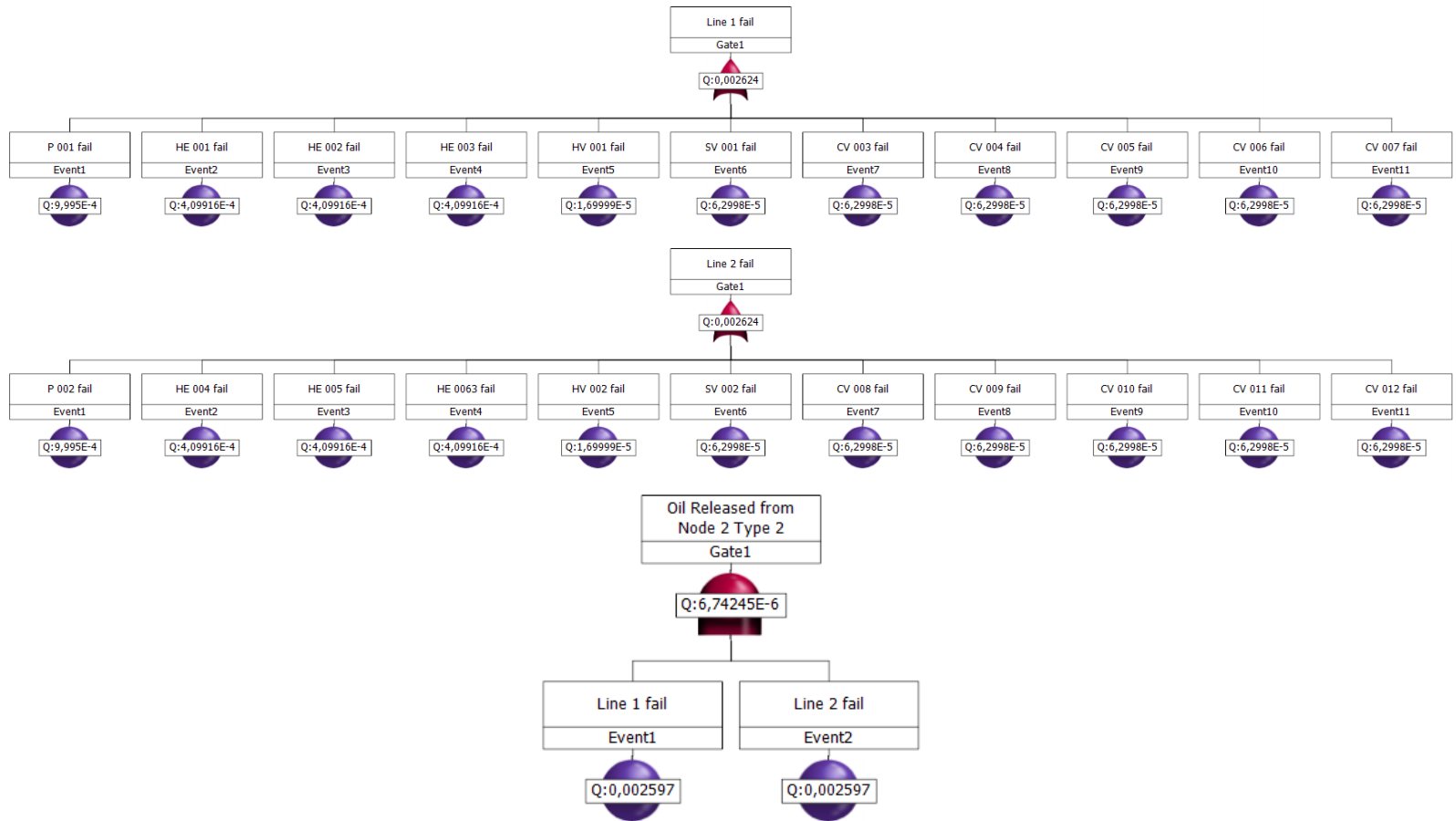
Hasil FTA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



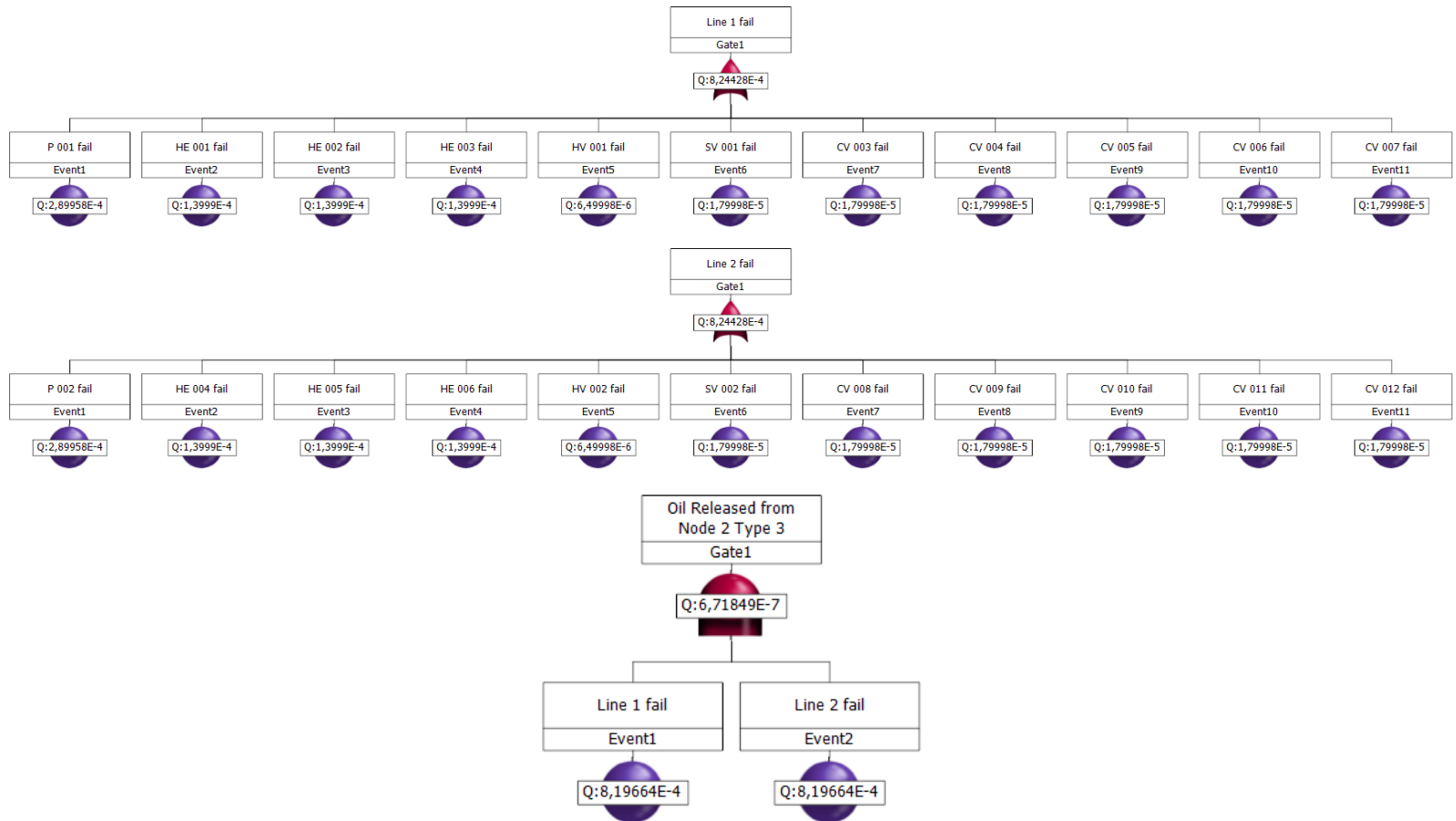
Hasil FTA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



Hasil FTA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm

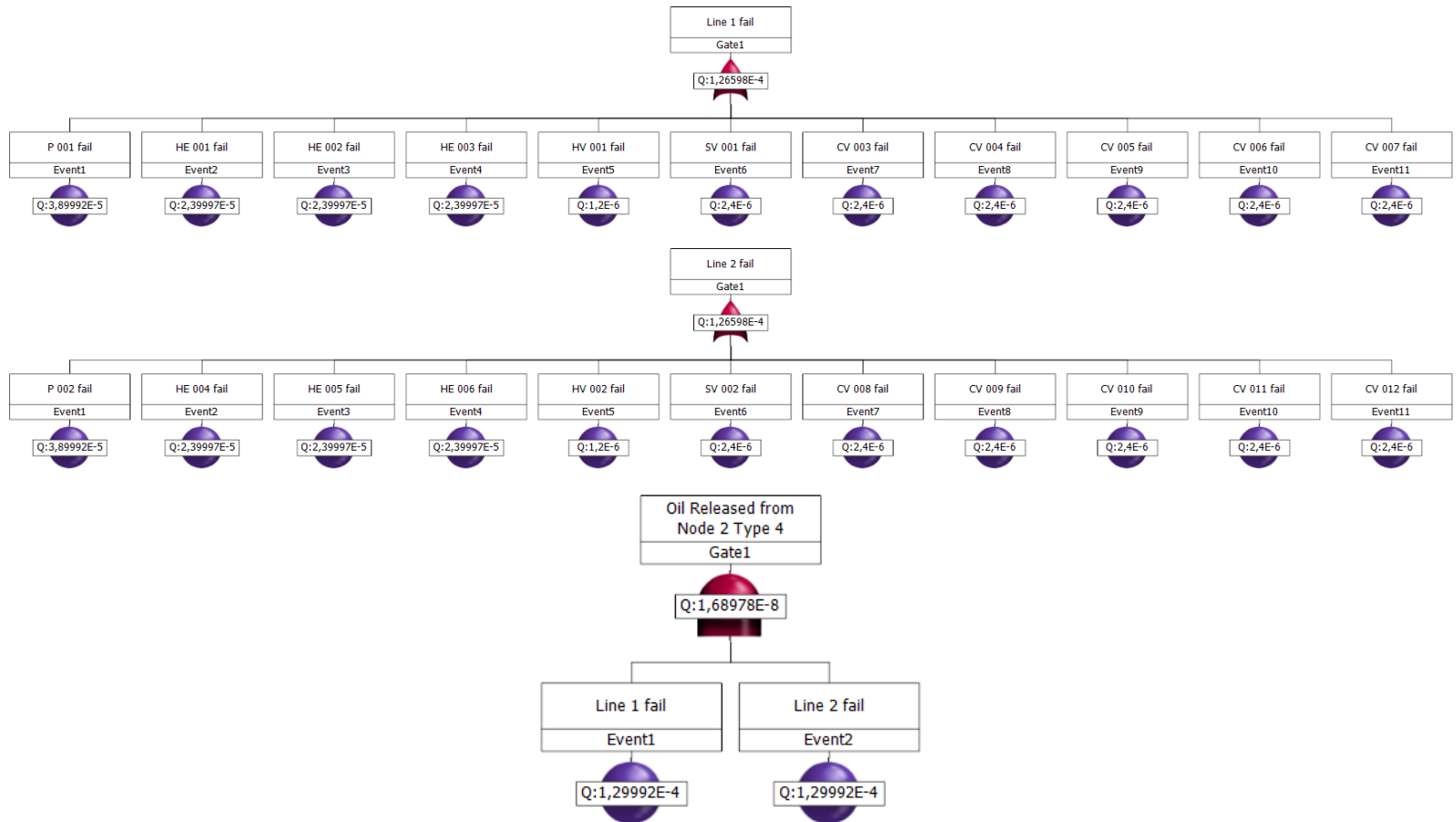


Hasil FTA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm

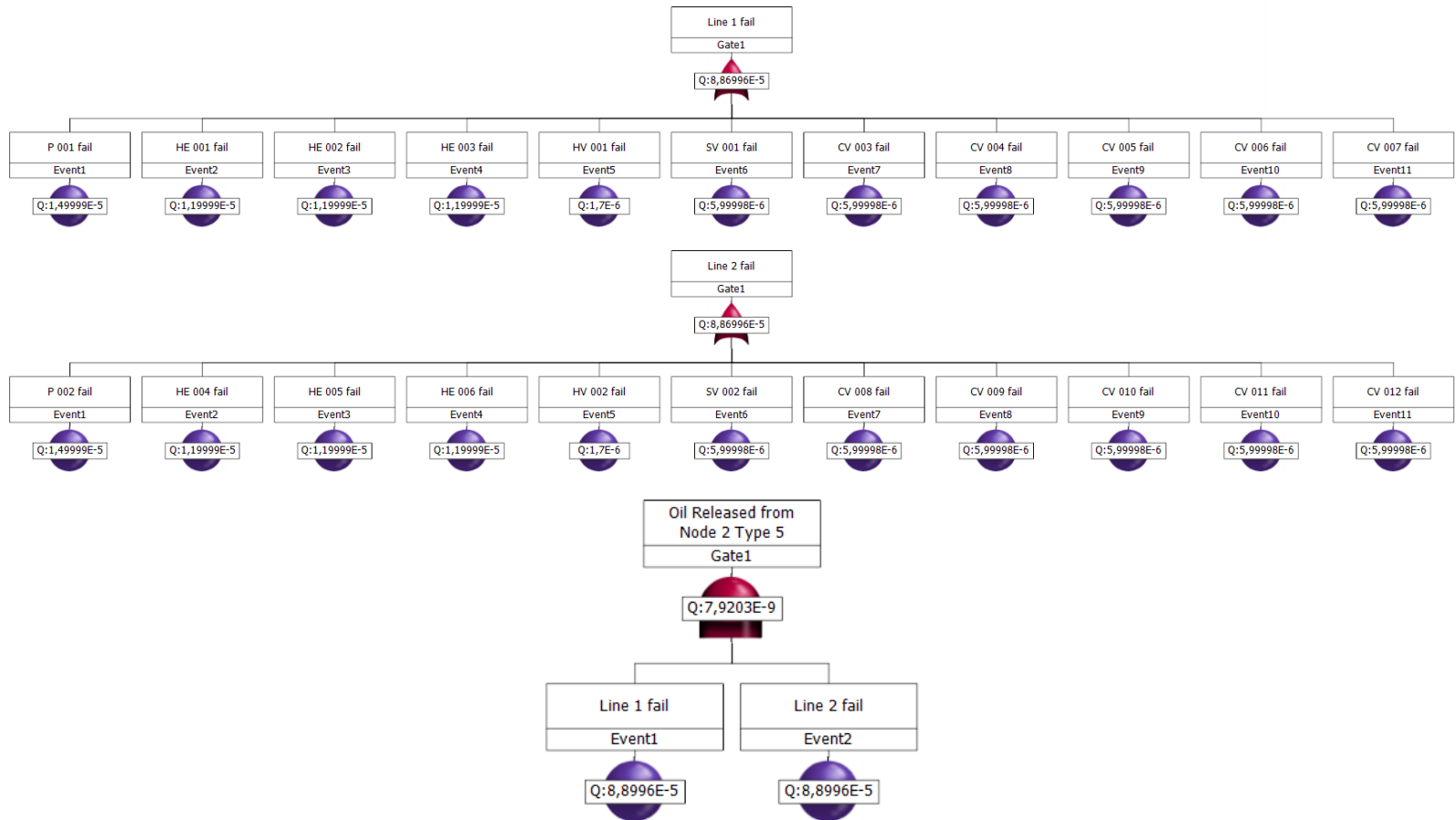


Hasil FTA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm

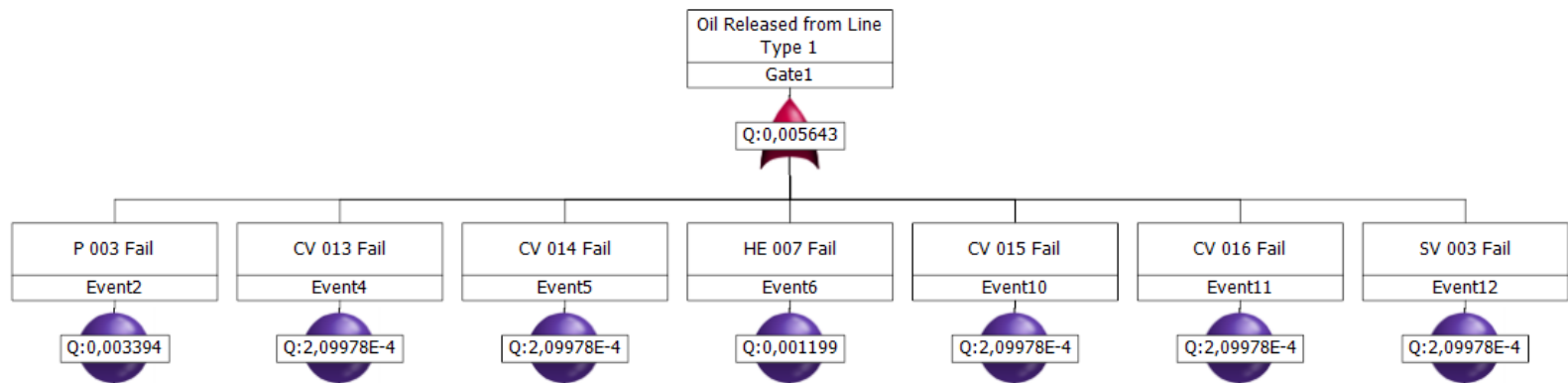




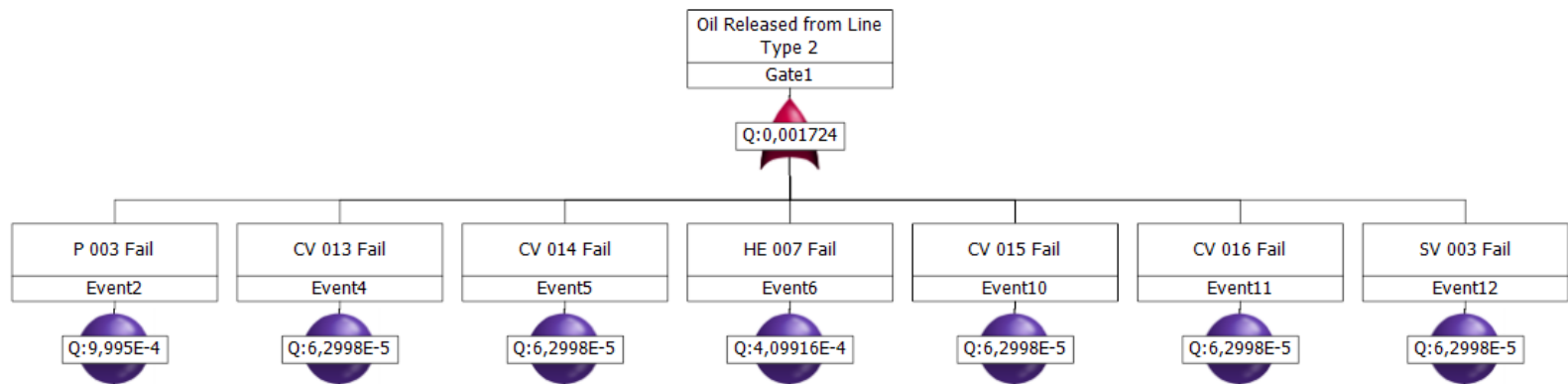
Hasil FTA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



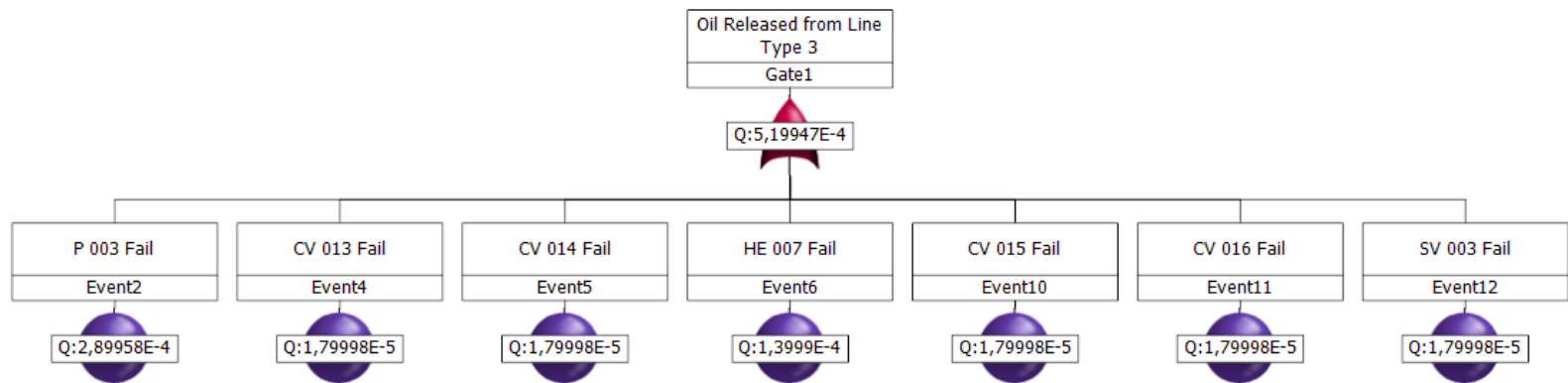
Hasil FTA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



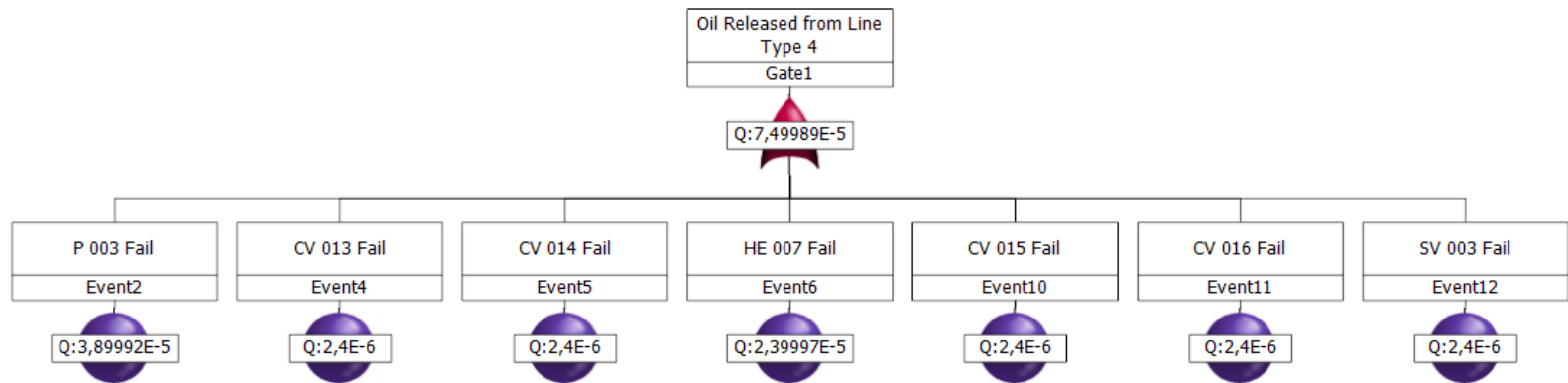
Hasil FTA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



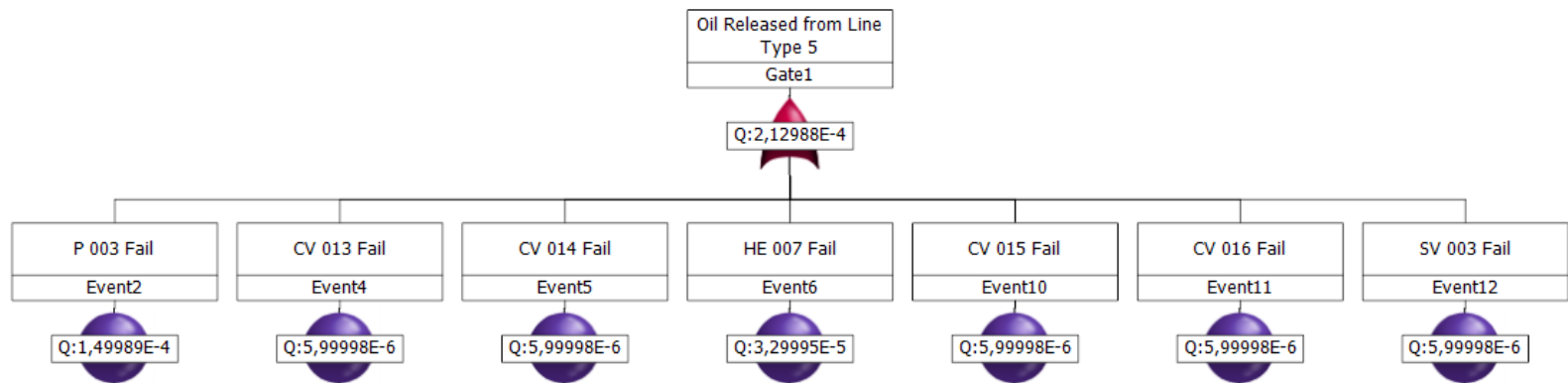
Hasil FTA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



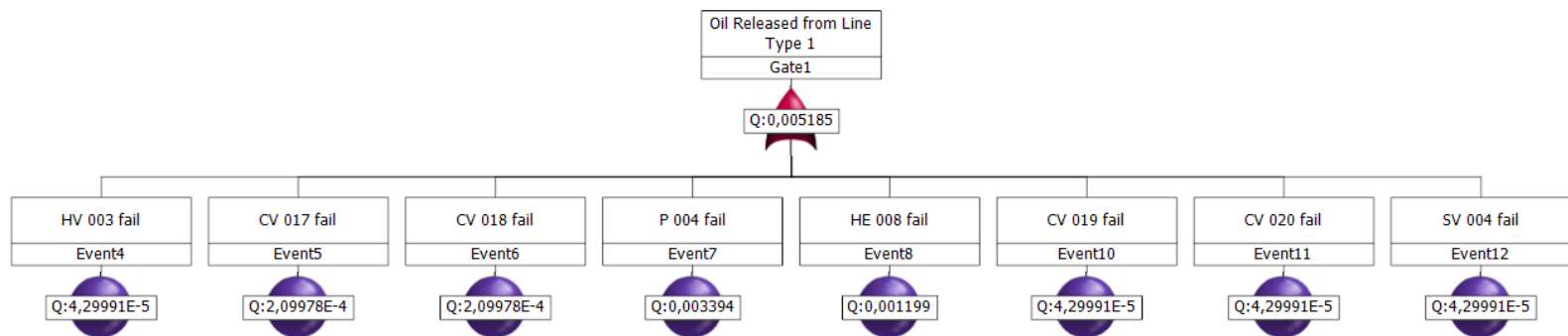
Hasil FTA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



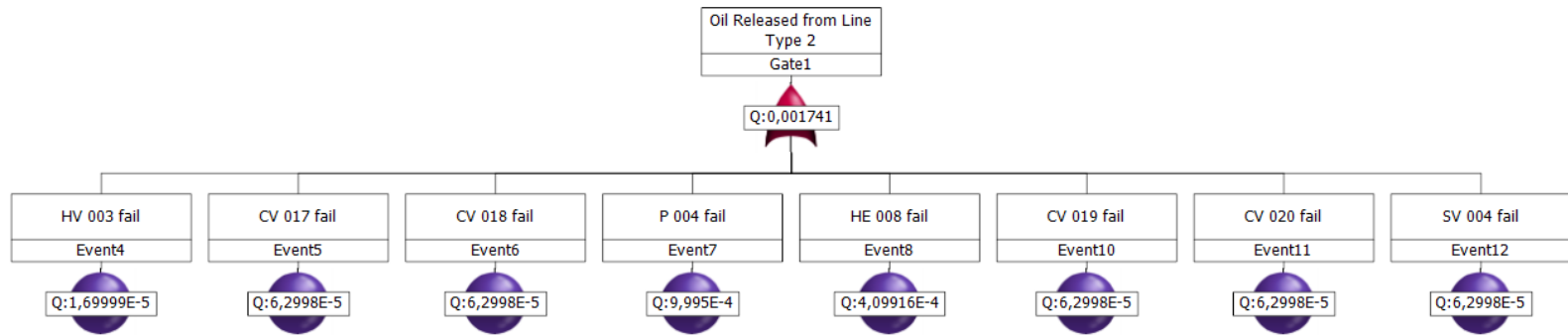
Hasil FTA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



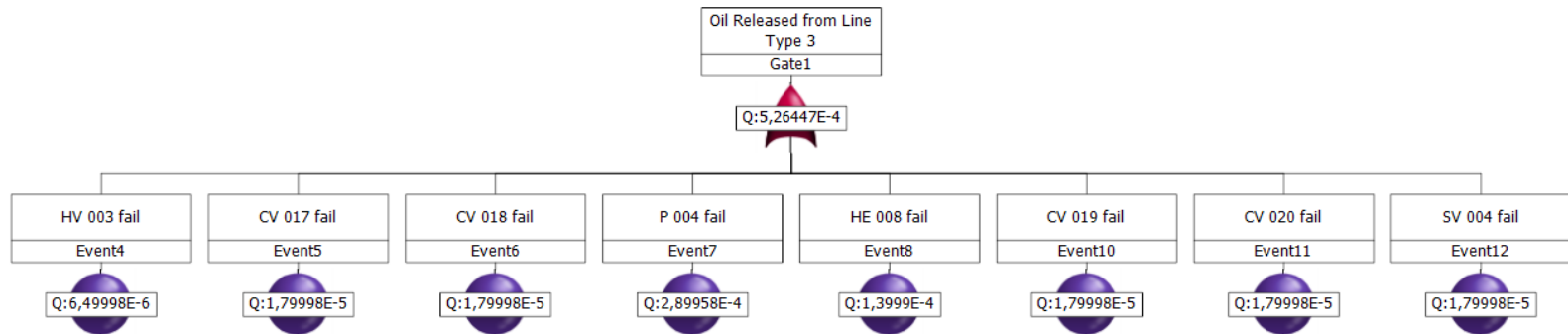
Hasil FTA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



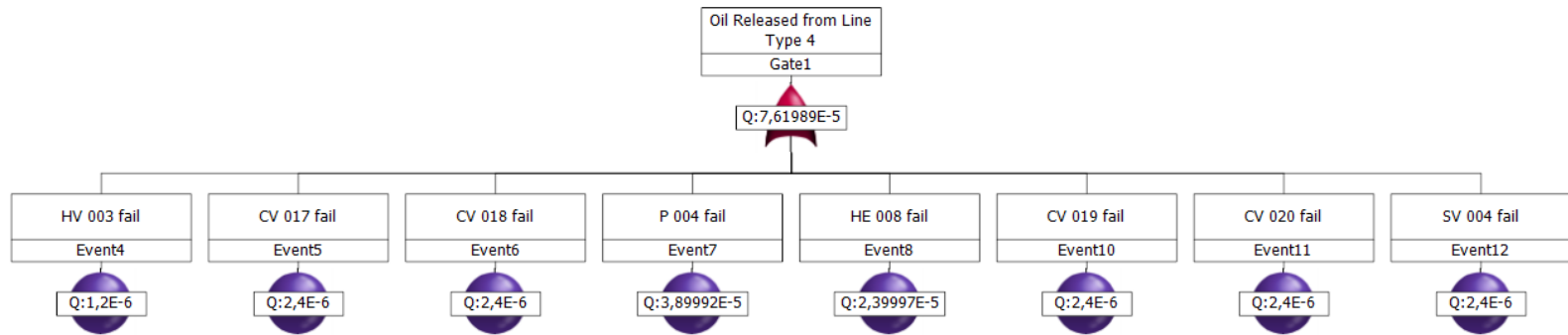
Hasil FTA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



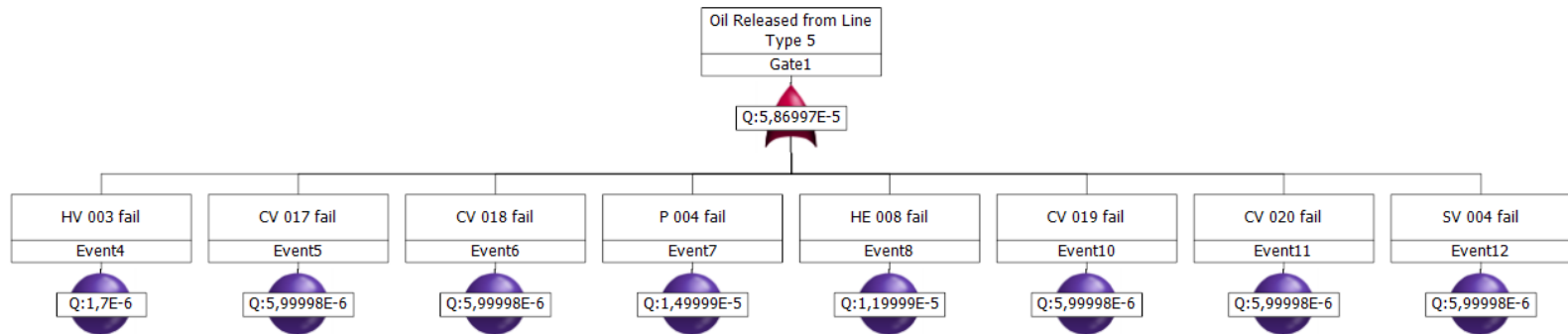
Hasil FTA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



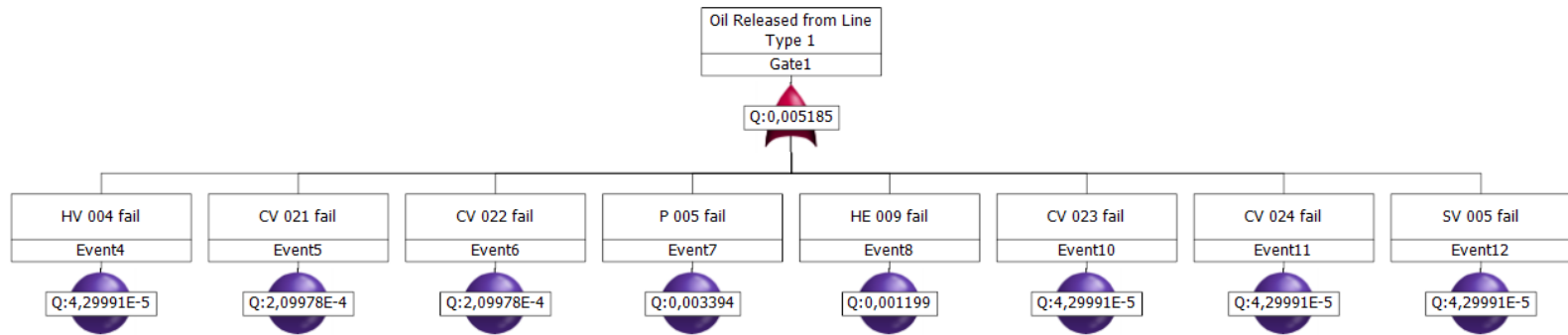
Hasil FTA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



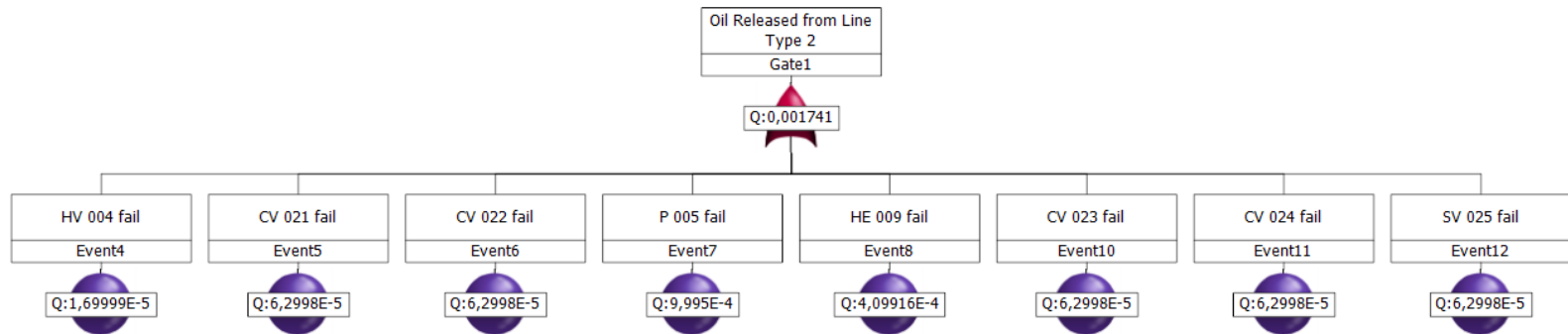
Hasil FTA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



Hasil FTA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm

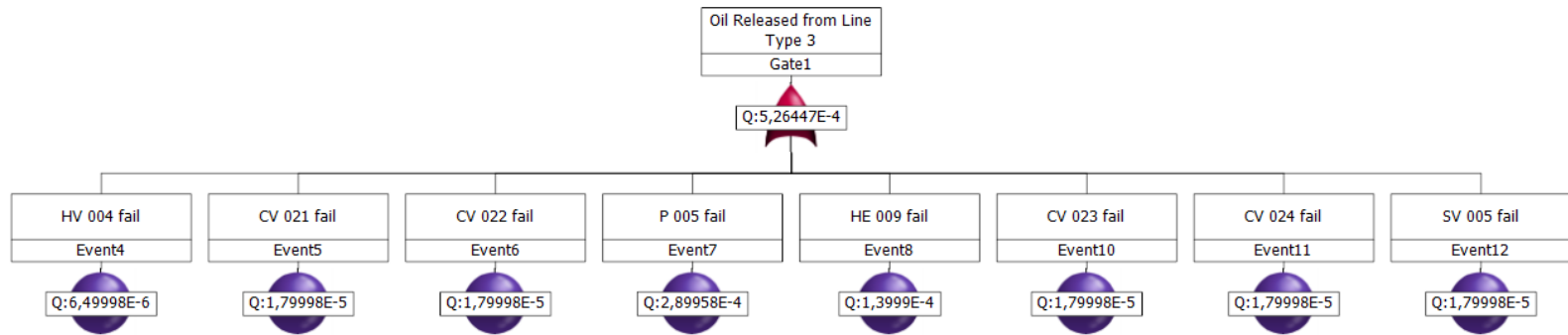


Hasil FTA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm

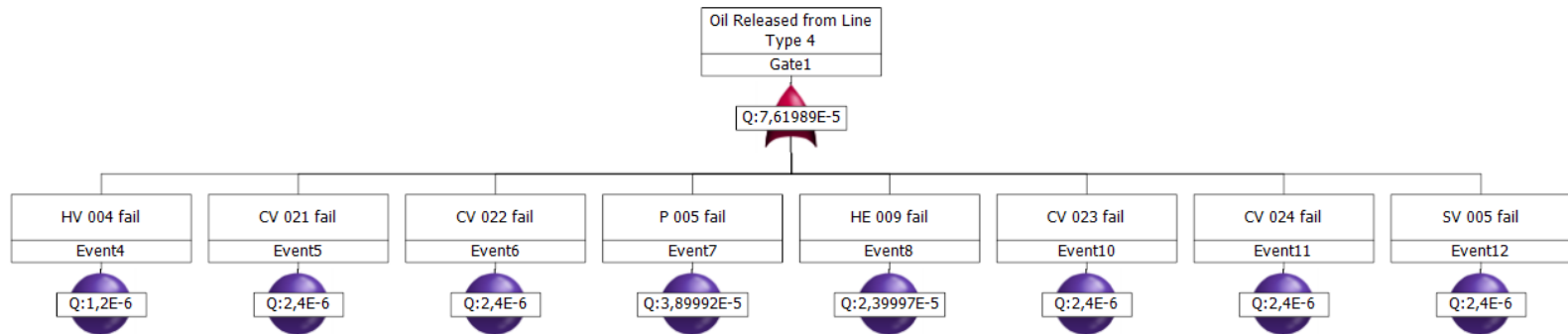


Hasil FTA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm

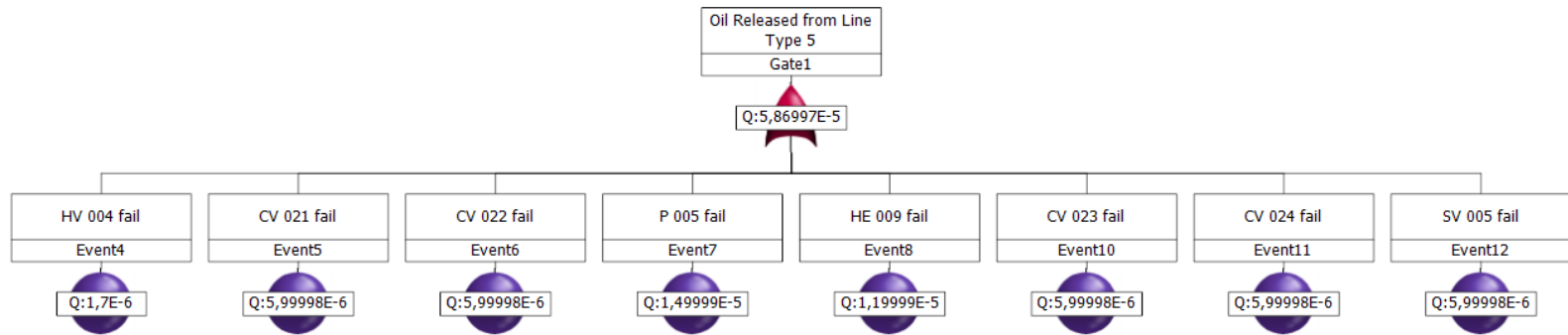




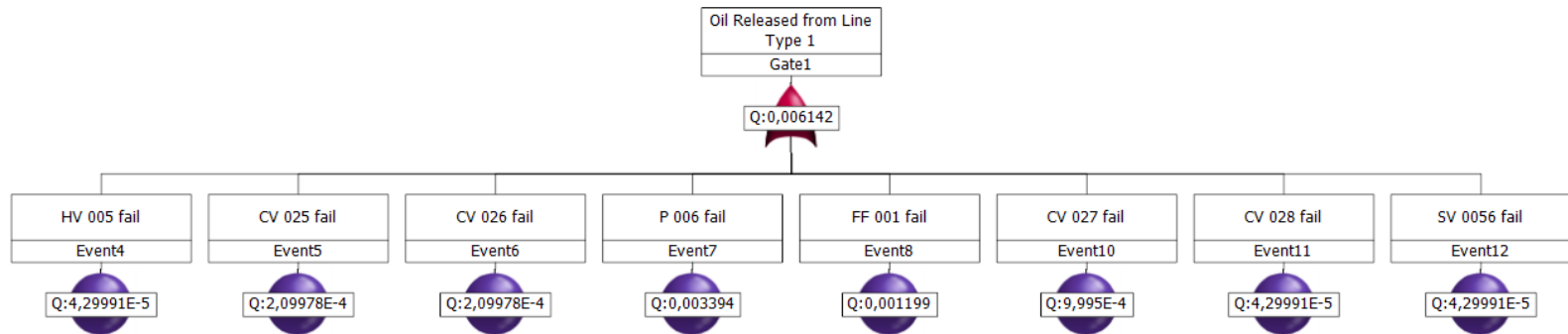
Hasil FTA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



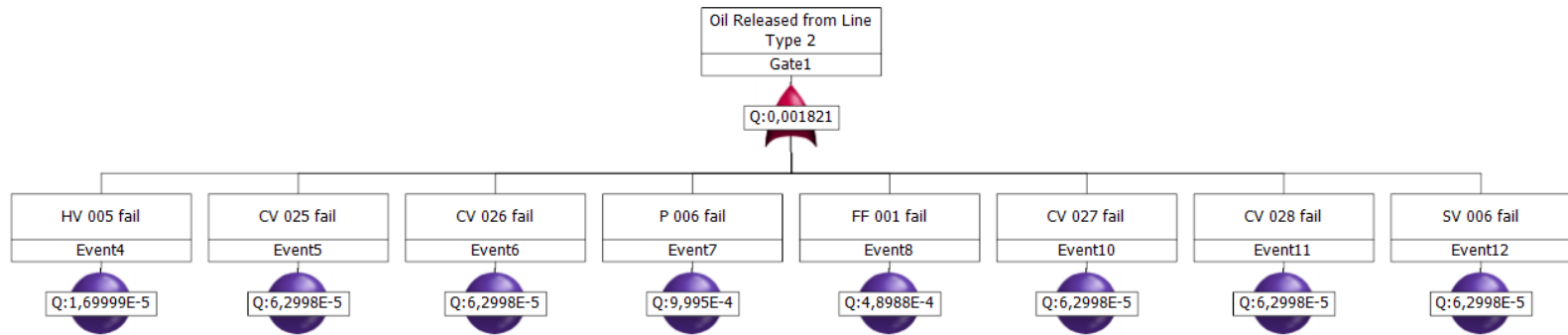
Hasil FTA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



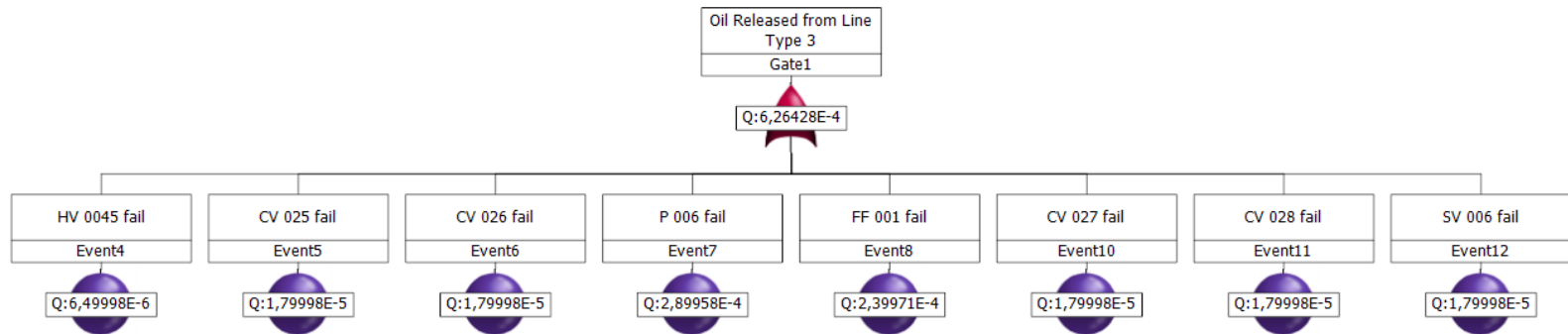
Hasil FTA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



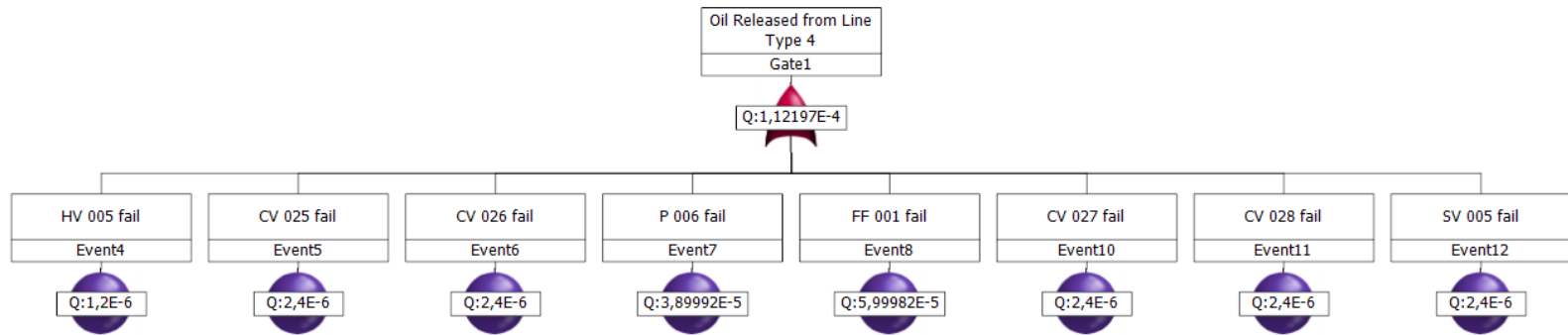
Hasil FTA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



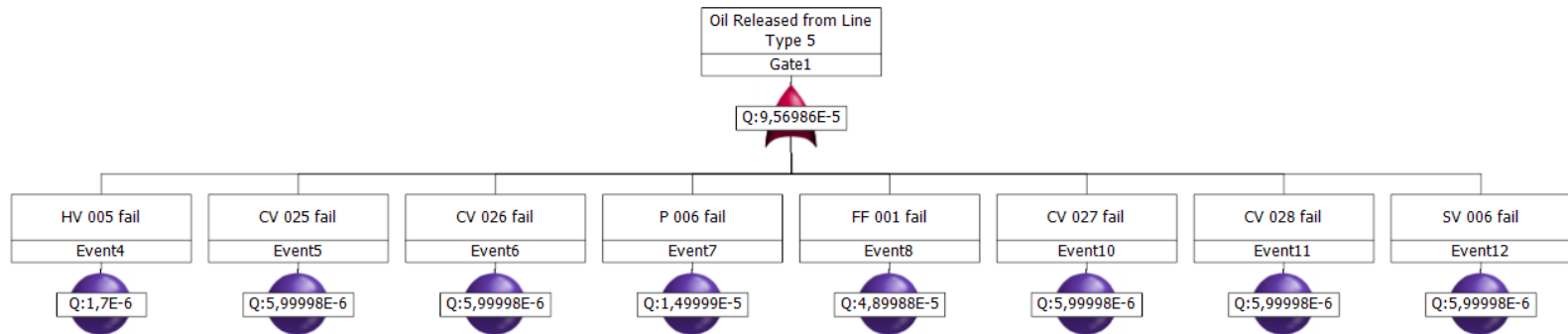
Hasil FTA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



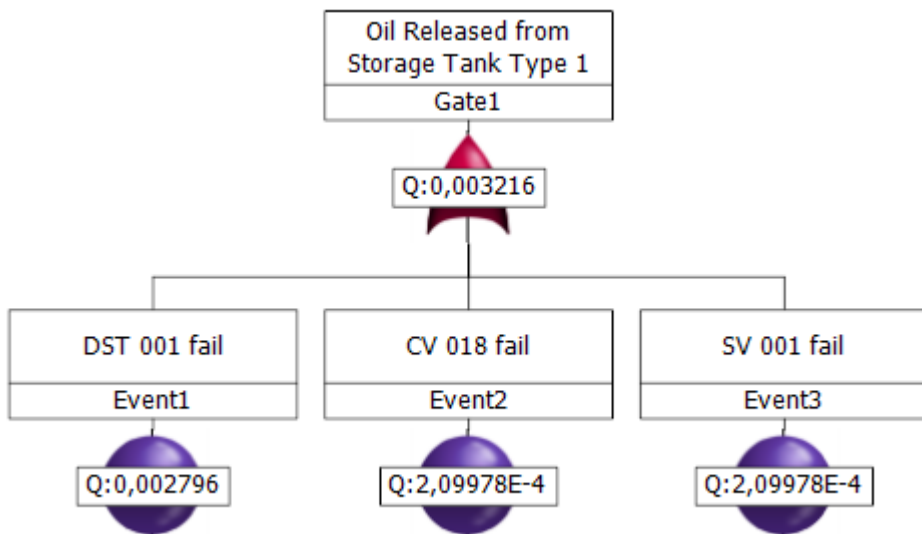
Hasil FTA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



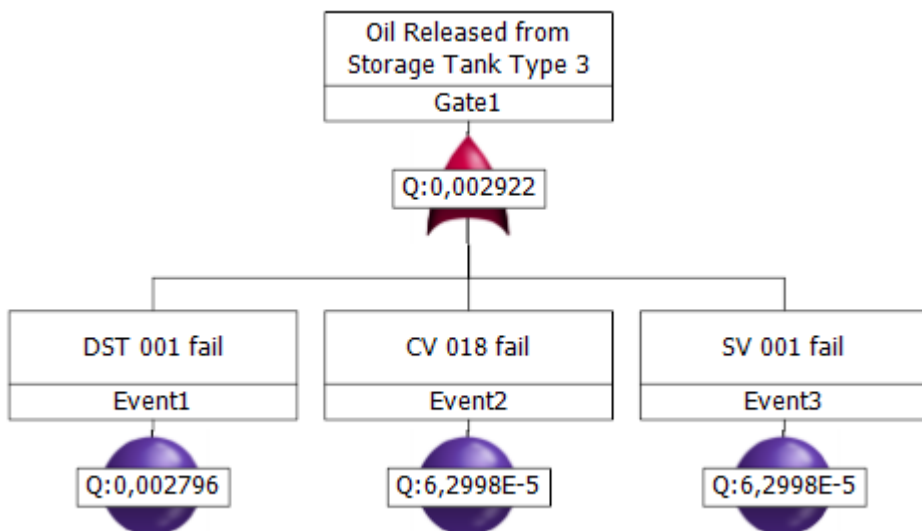
Hasil FTA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



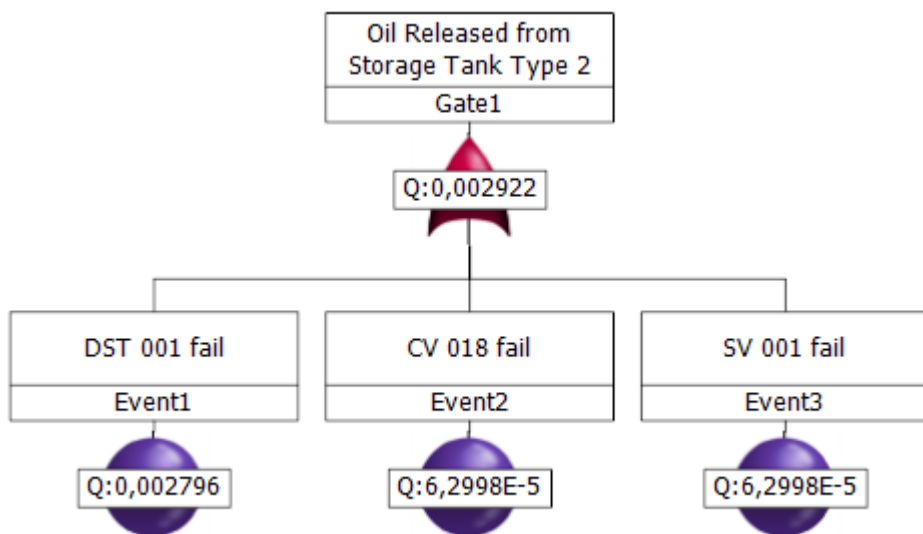
Hasil FTA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



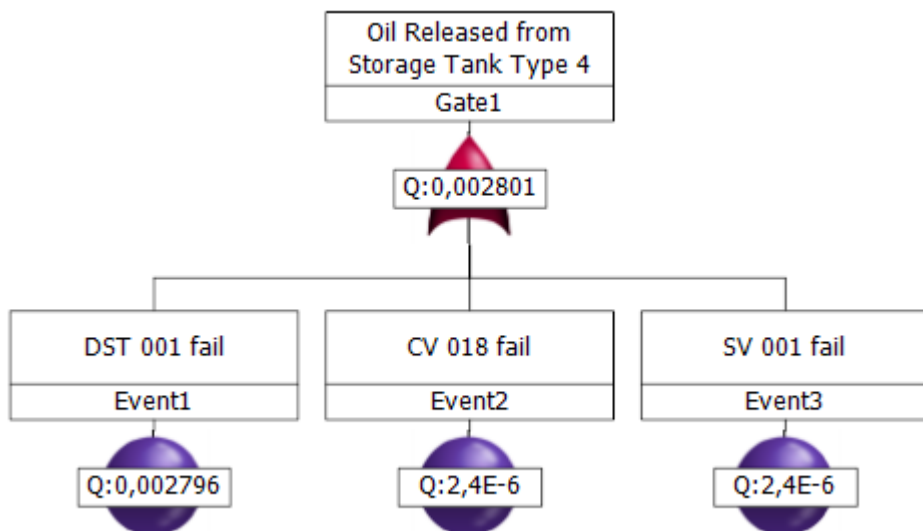
Hasil FTA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



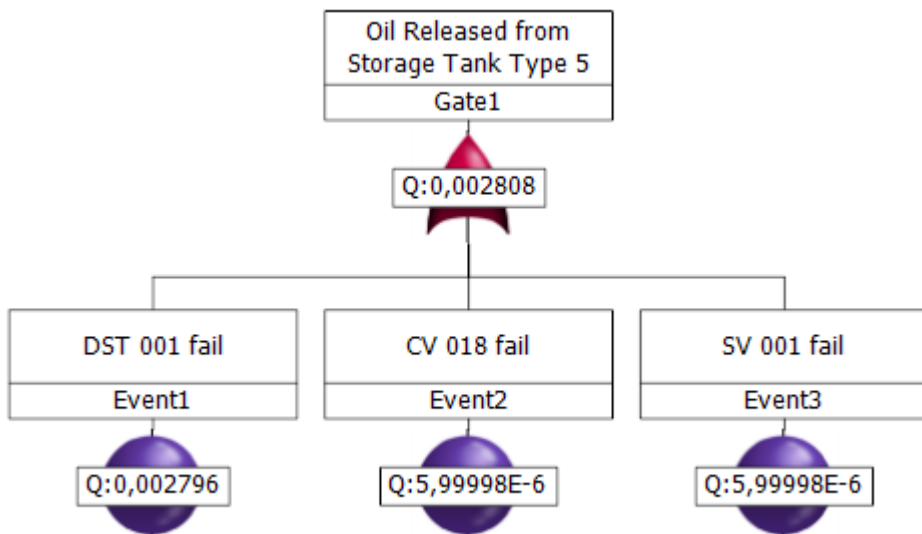
Hasil FTA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



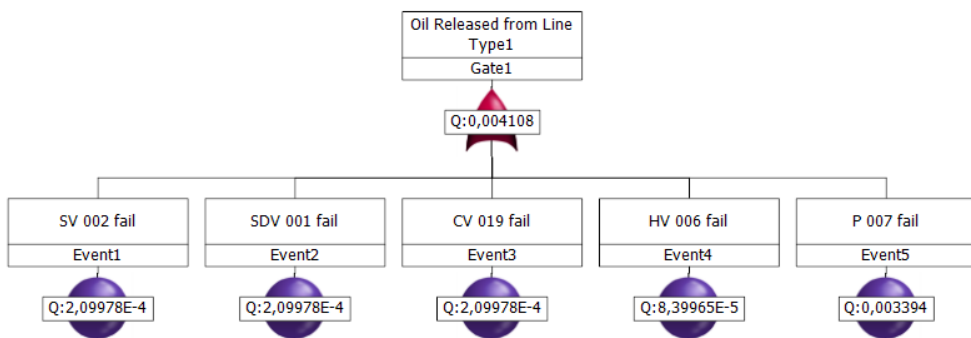
Hasil FTA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



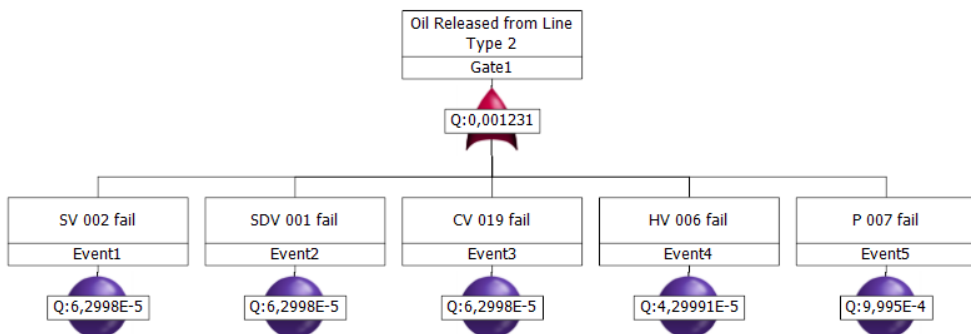
Hasil FTA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



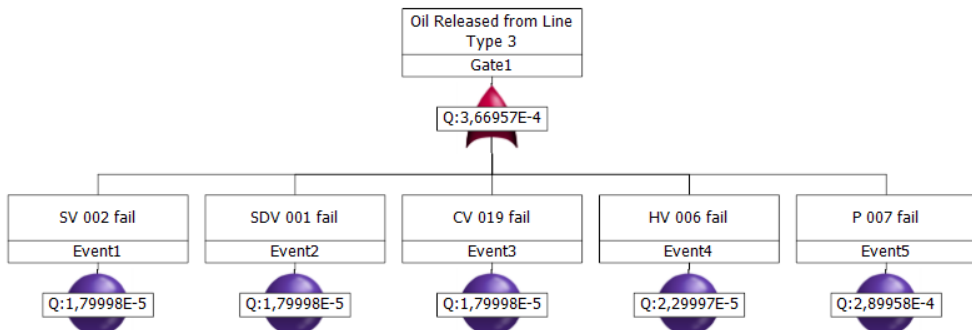
Hasil FTA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



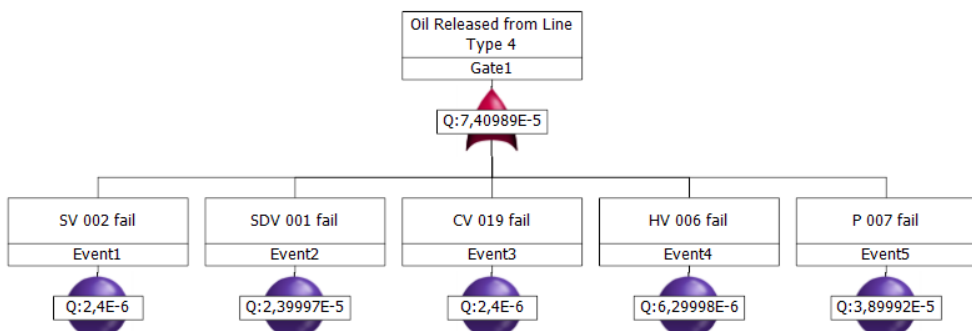
Hasil FTA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



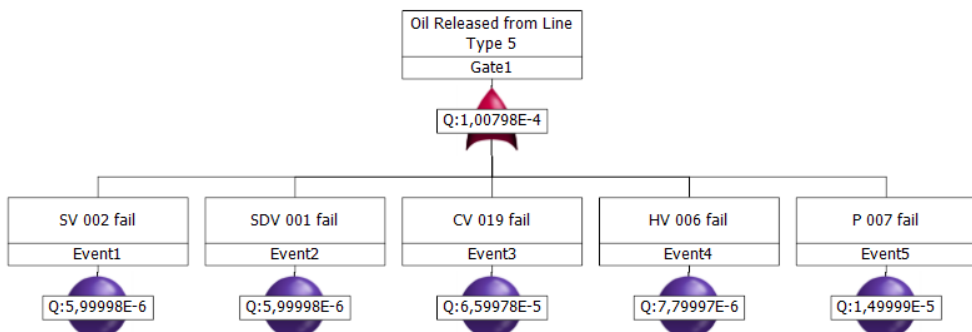
Hasil FTA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



Hasil FTA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



Hasil FTA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 50-150mm

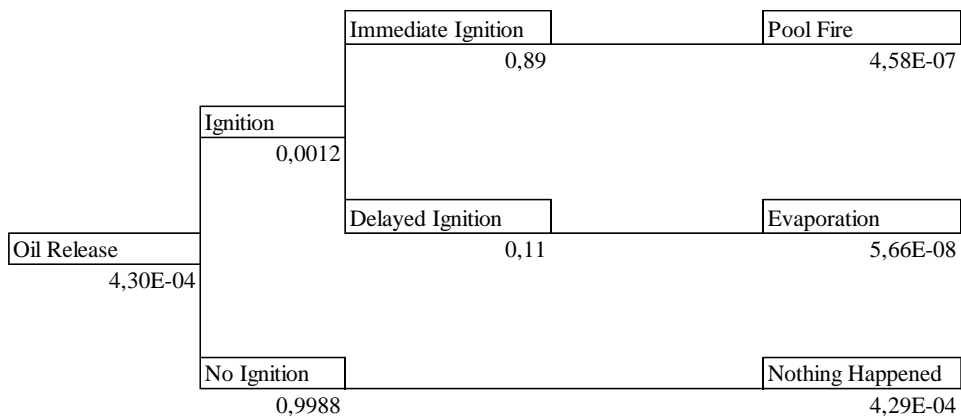


Hasil FTA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm

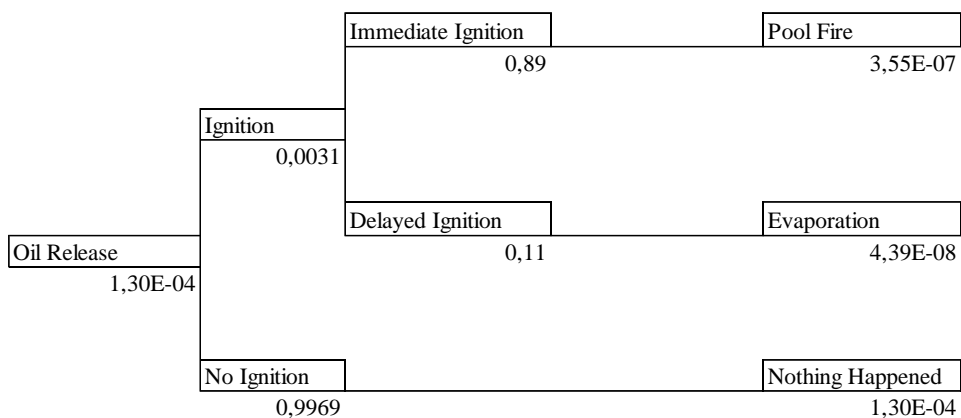


**Lampiran 3: *Event Tree Analysis (ETA) Result***

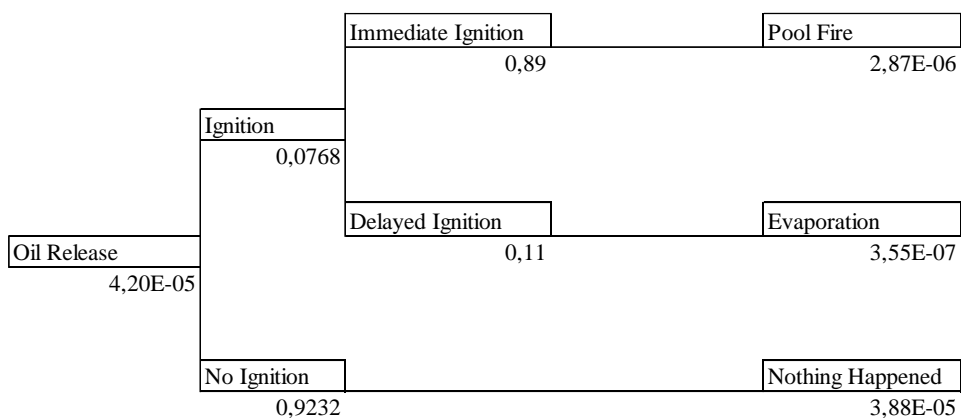
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



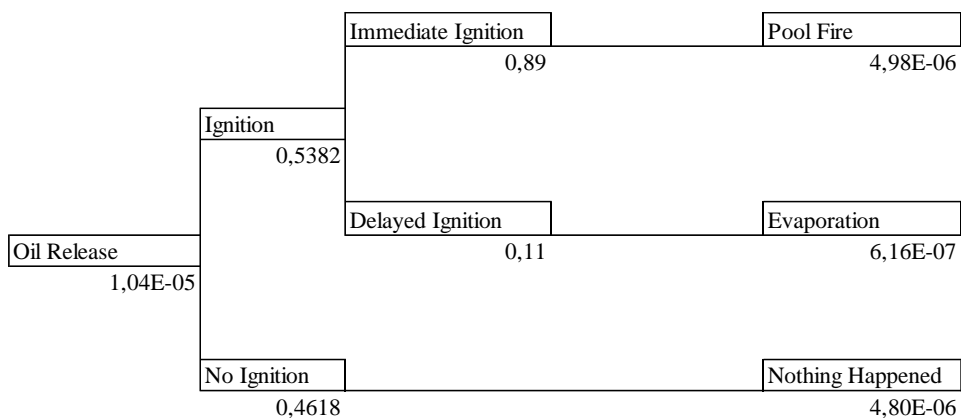
Hasil ETA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



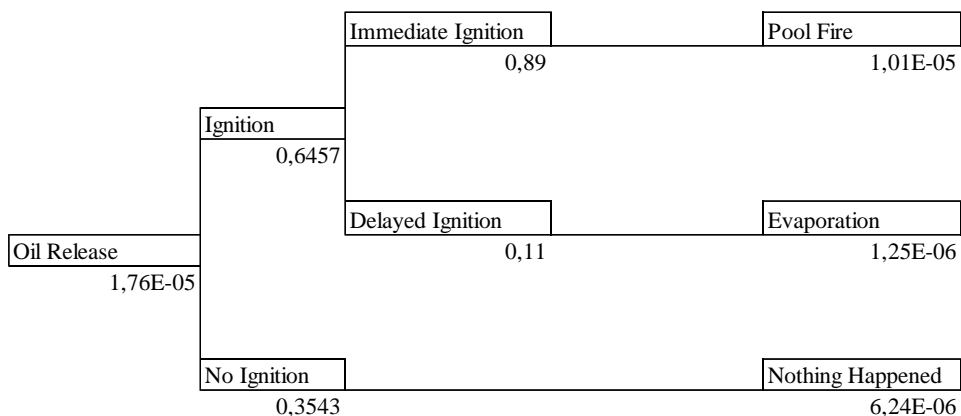
Hasil ETA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



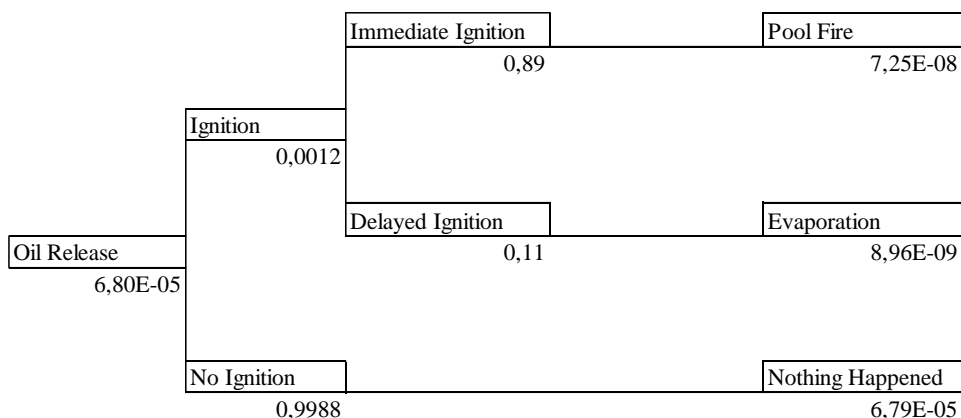
Hasil ETA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



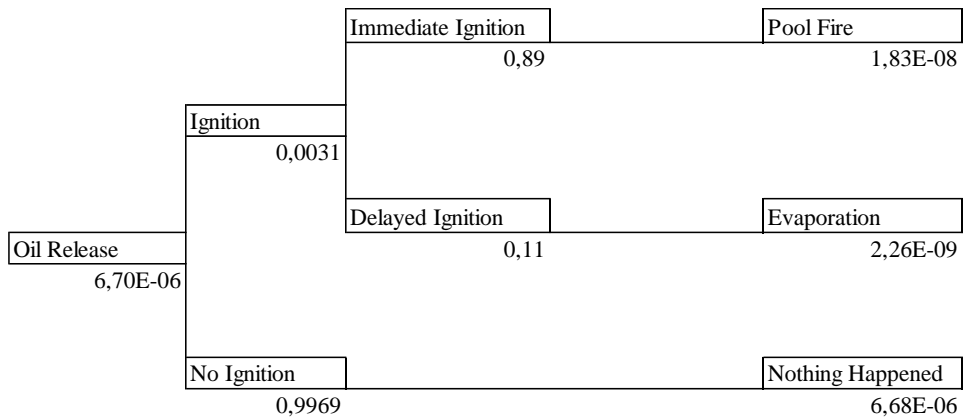
Hasil ETA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



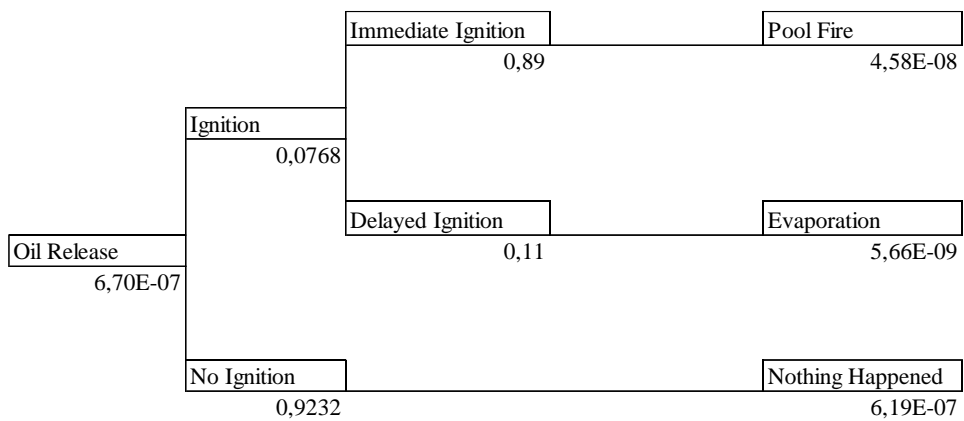
Hasil ETA untuk Node 1 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



Hasil ETA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



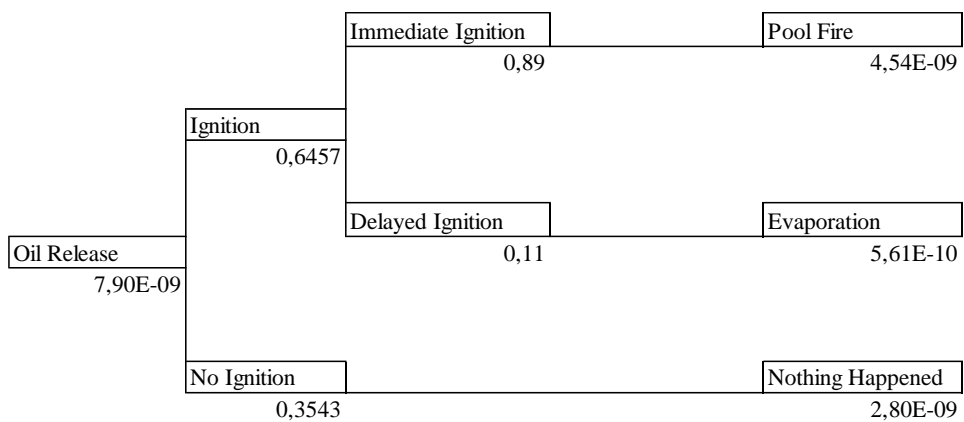
Hasil ETA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



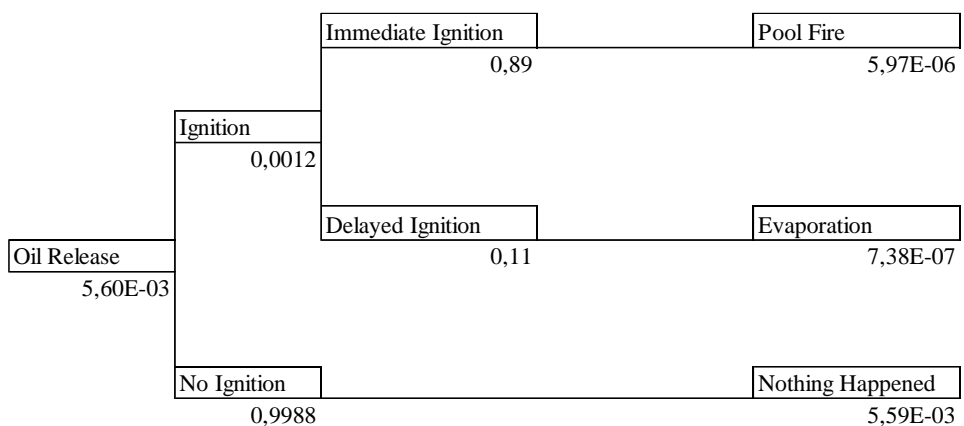
Hasil ETA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



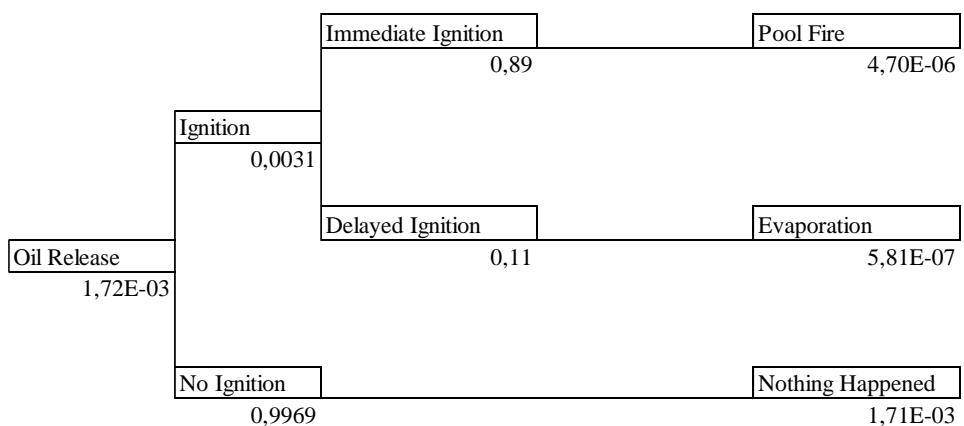
Hasil ETA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



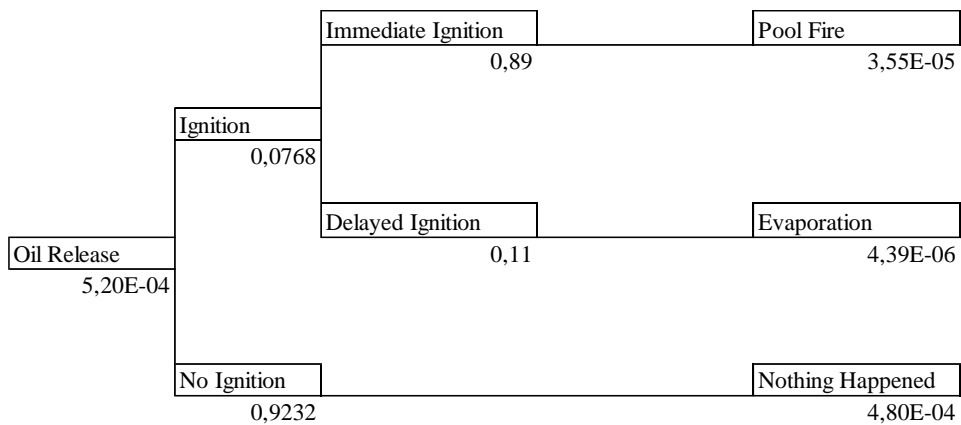
Hasil ETA untuk Node 2 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



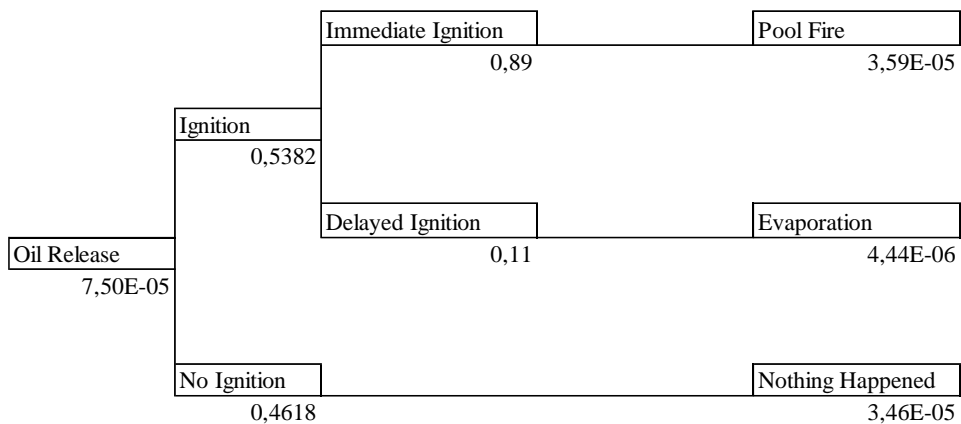
Hasil ETA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



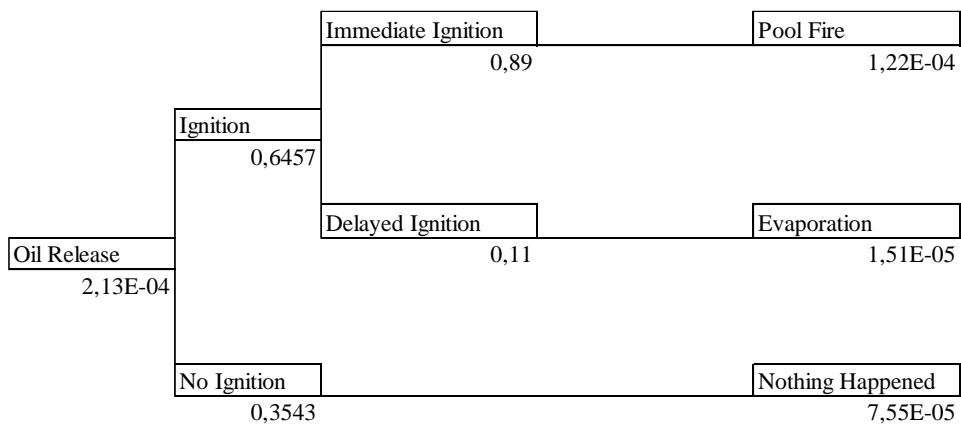
Hasil ETA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



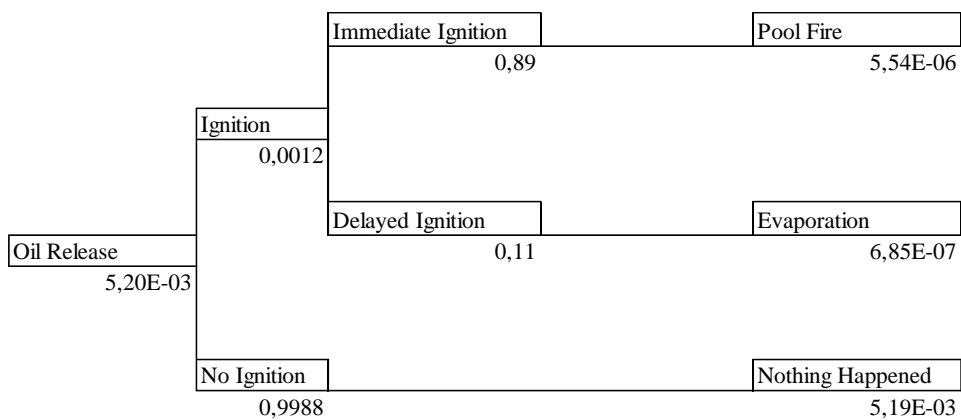
Hasil ETA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



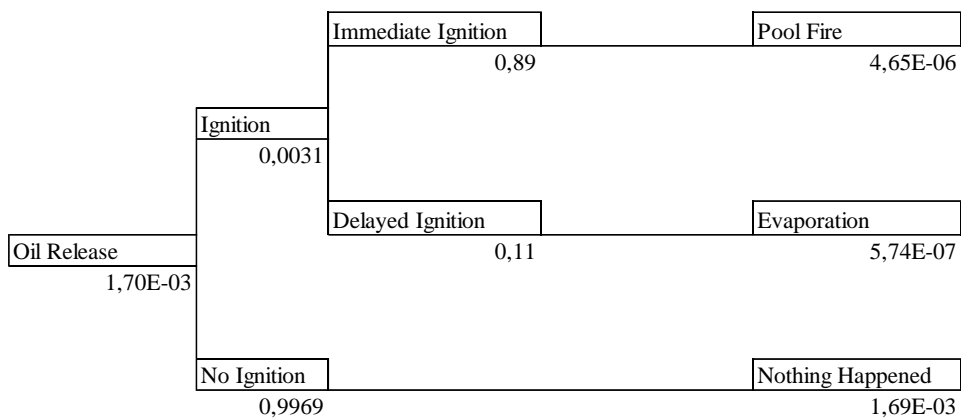
Hasil ETA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



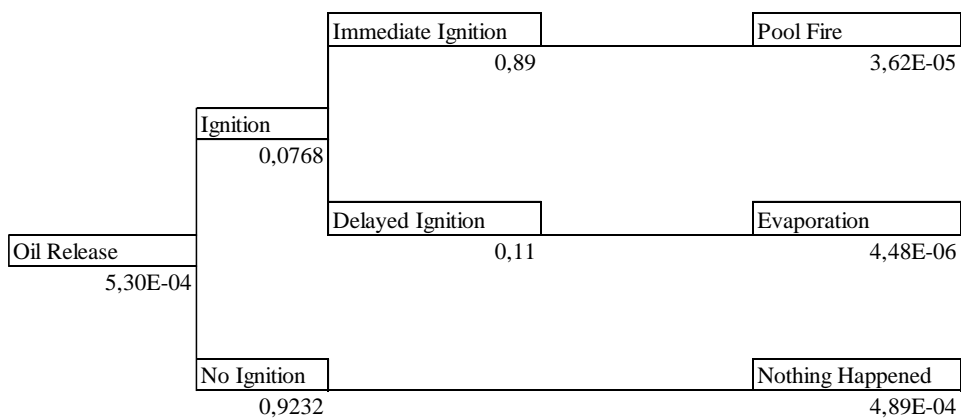
Hasil ETA untuk Node 3 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



Hasil ETA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm

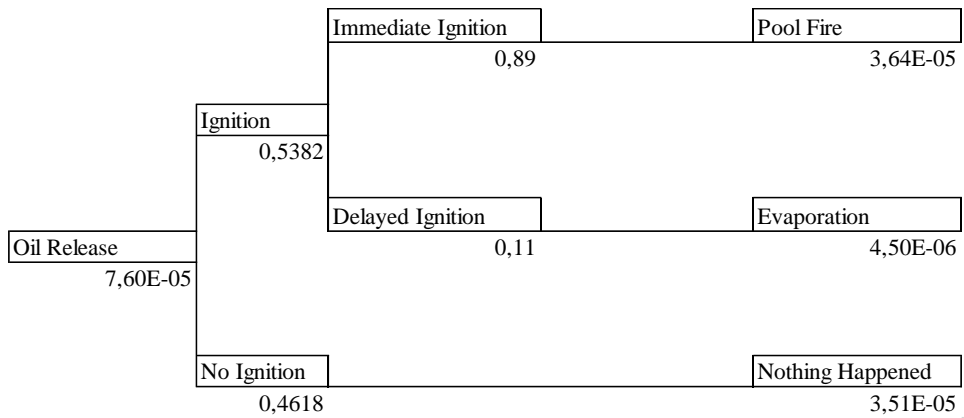


Hasil ETA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm

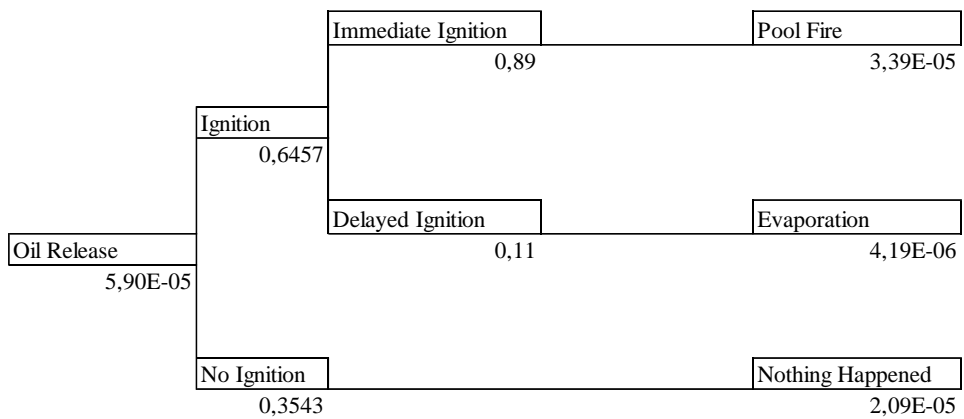


Hasil ETA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm

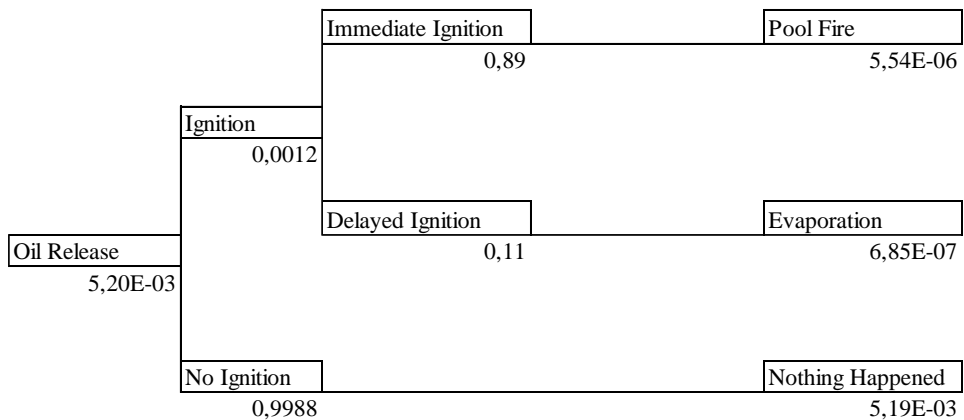




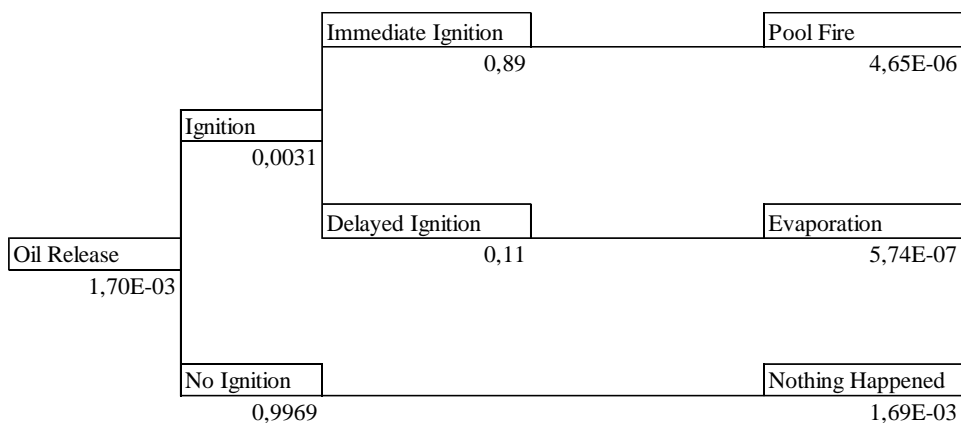
Hasil ETA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



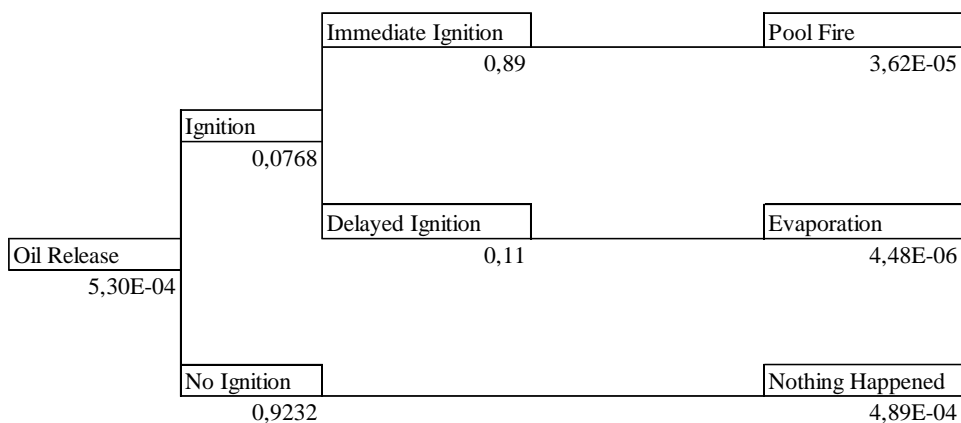
Hasil ETA untuk Node 4 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



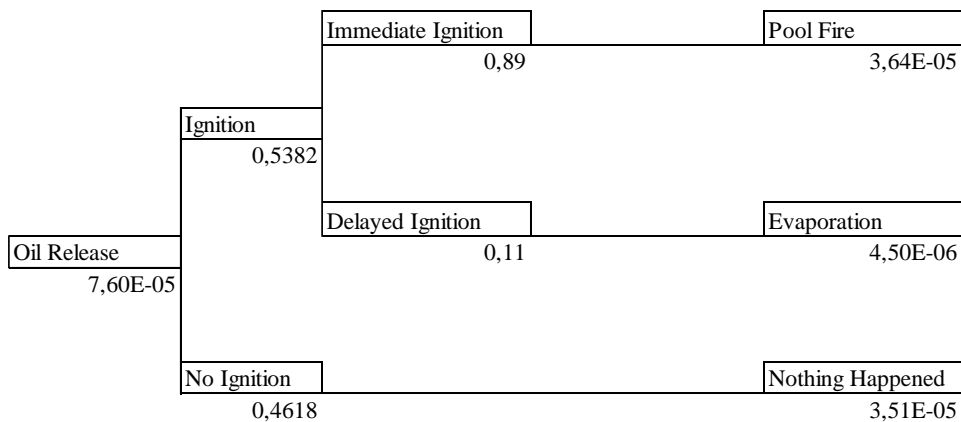
Hasil ETA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



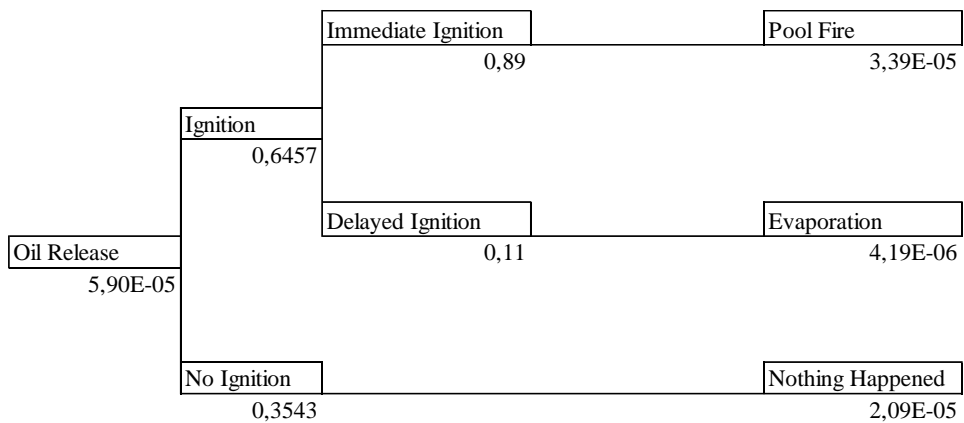
Hasil ETA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



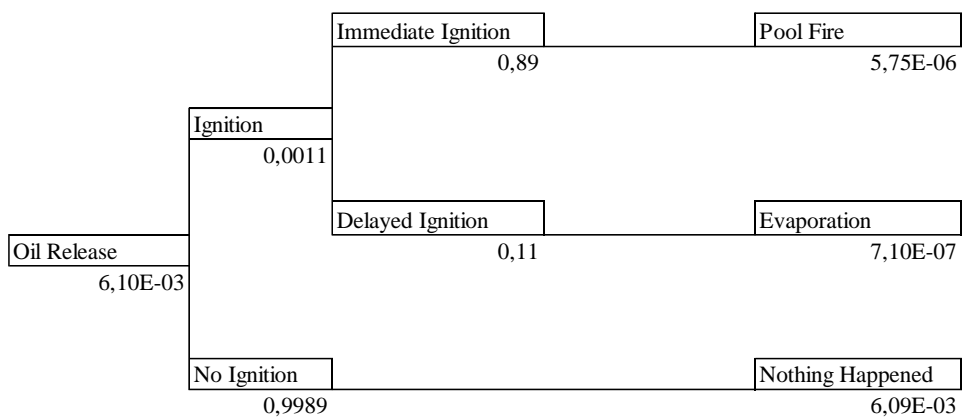
Hasil ETA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



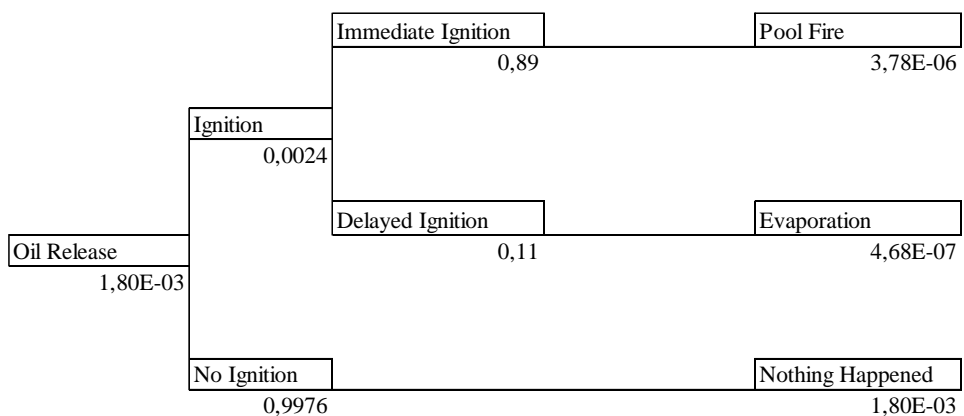
Hasil ETA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



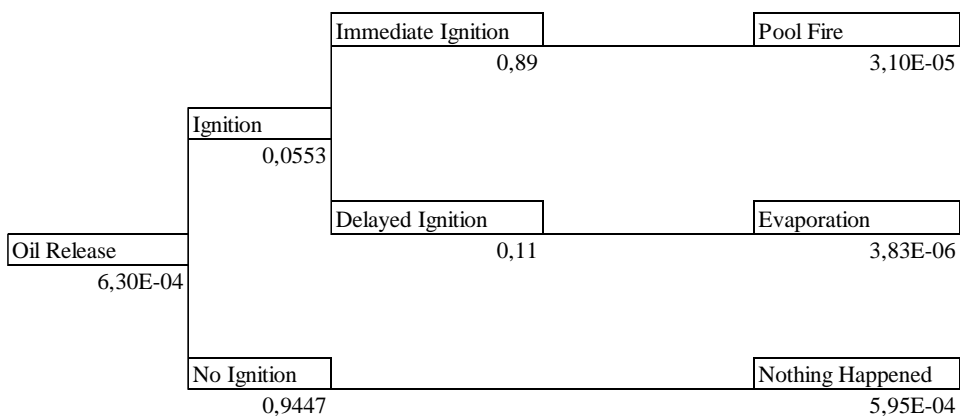
Hasil ETA untuk Node 5 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



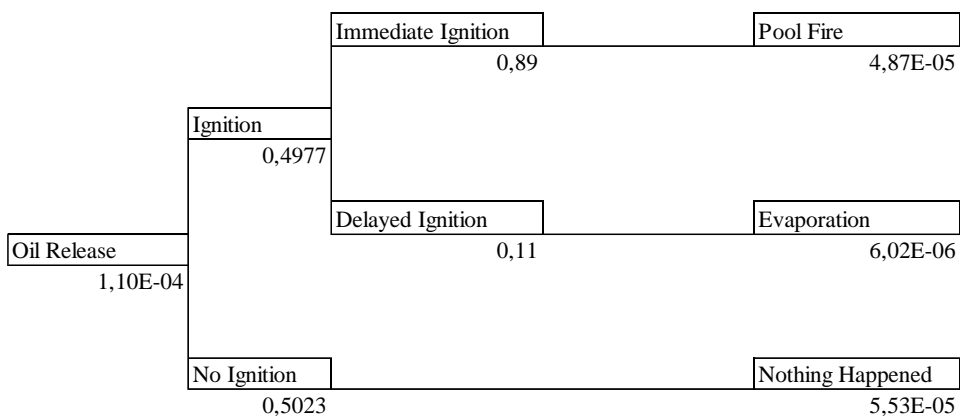
Hasil ETA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



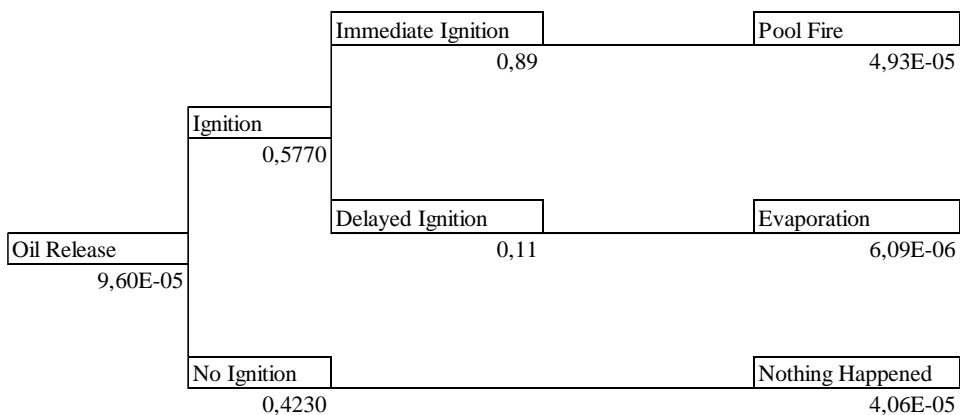
Hasil ETA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



Hasil ETA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



Hasil ETA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



Hasil ETA untuk Node 6 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



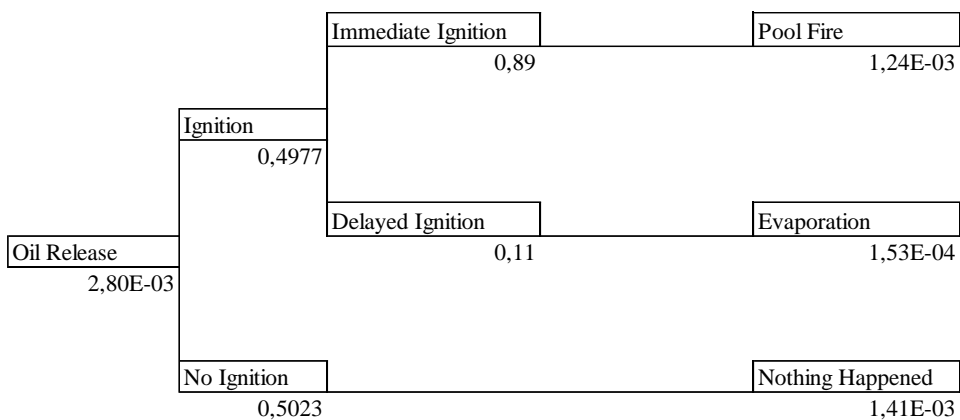
Hasil ETA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



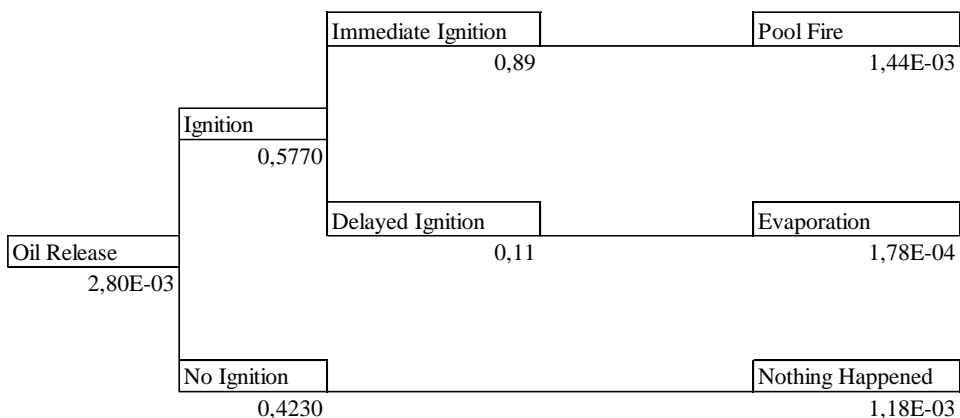
Hasil ETA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



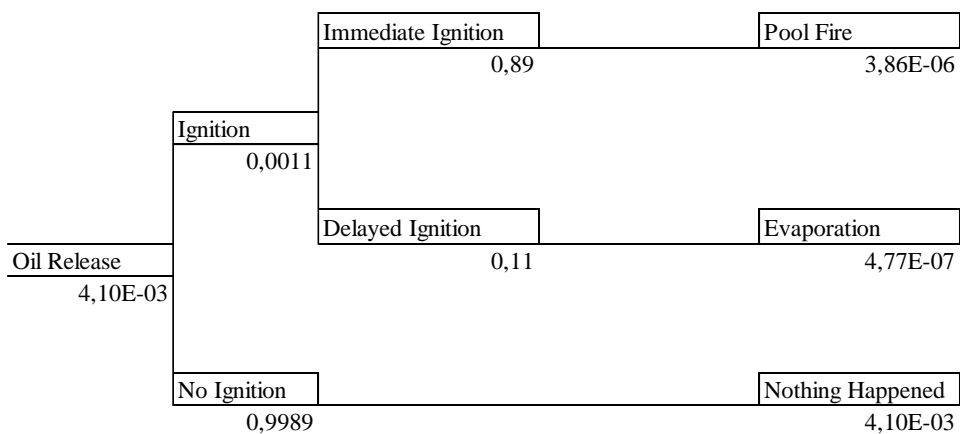
Hasil ETA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



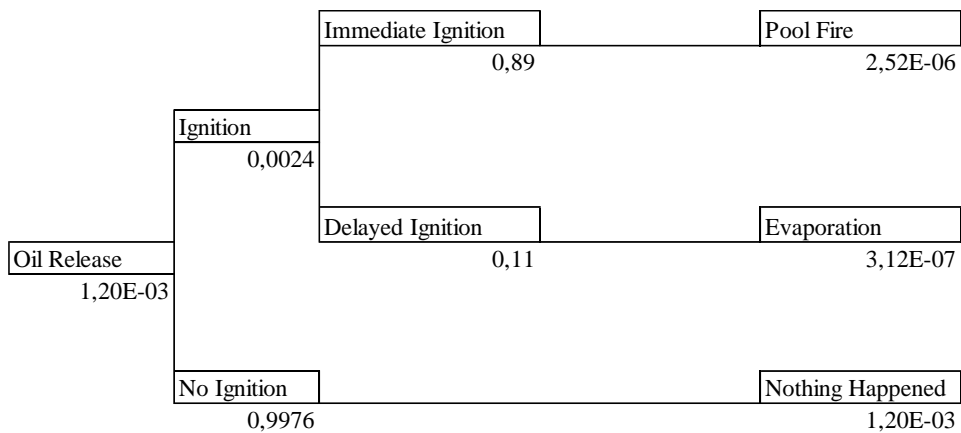
Hasil ETA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



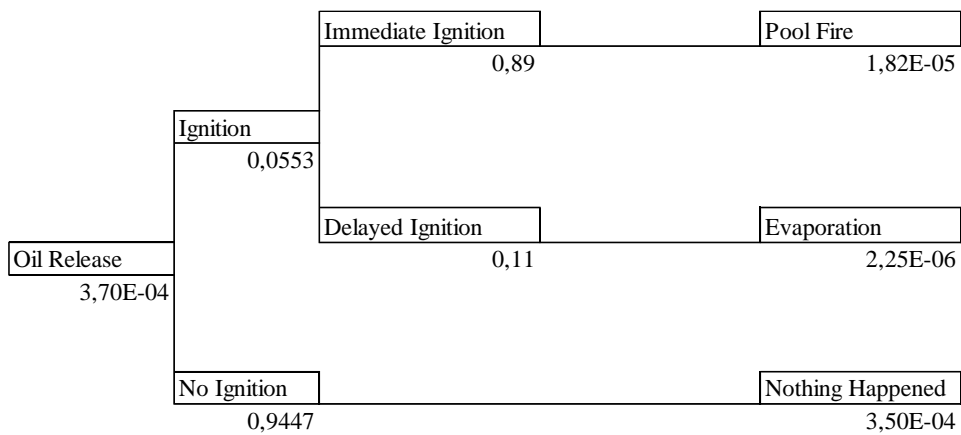
Hasil ETA untuk Node 7 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm



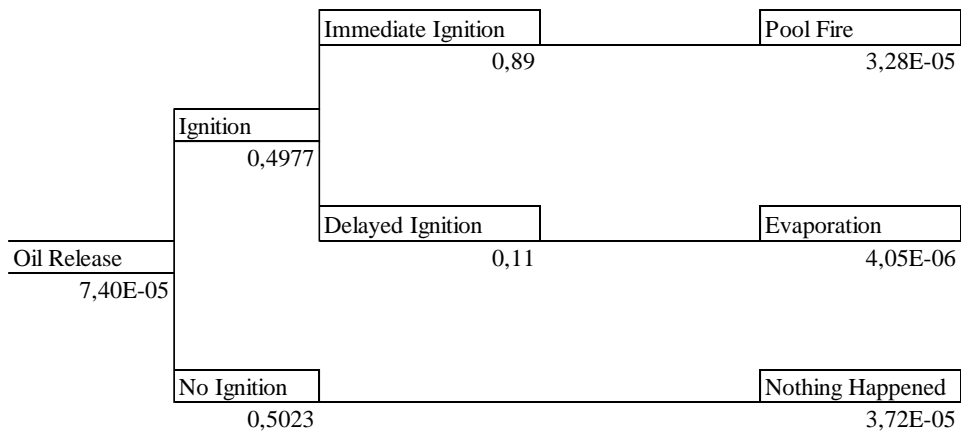
Hasil ETA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 1-3 mm



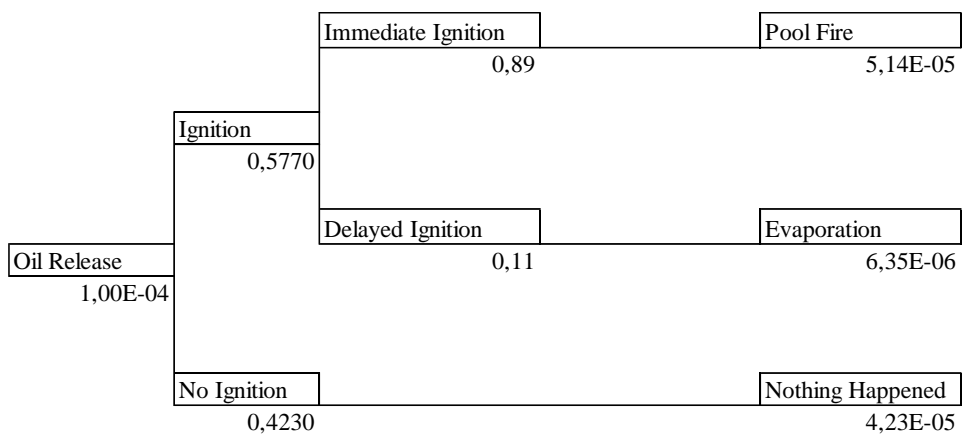
Hasil ETA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 3-10 mm



Hasil ETA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 10-50 mm



Hasil ETA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran 50-150 mm



Hasil ETA untuk Node 8 dengan diameter lubang kebocoran >150 mm






**Lampiran 4: *Consequences Analysis Result***

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## Consequences Modelling Result

### A. Keterangan

#### Heat Intensity Radiation Area for Pool Fire

	4 kW/m <sup>2</sup>
	12,5 kW/m <sup>2</sup>
	37,5 kW/m <sup>2</sup>

### B. Kondisi

#### 1. Siang Hari

- Temperatur : 32°C
- Kelembapan : 65%
- Kecepatan angin : 28 km/jam

#### 2. Malam Hari

- Temperatur : 27°C
- Kelembapan : 85%
- Kecepatan angin : 19 km/jam

### C. Skenario

- Bore 1-3 mm (menggunakan ukuran 3 mm)
- Bore 3-10 mm (menggunakan ukuran 10 mm)
- Bore 10-50 mm (menggunakan ukuran 50 mm)
- Bore 50-150 mm (menggunakan ukuran 150 mm)
- Bore >150 mm (menggunakan ukuran 200 mm)

## 1. Siang Hari

### A. Feedstock Tank

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm untuk Feedstock Tank



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



B. Jaur Pipa dari Feedstock Tank Menuju Precut Column

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm





- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



C. Jalur Pipa dari Precut Column Menuju Condensate Splitter

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm





- Bore >150 mm



D. Jalur Pipa dari Condensate Splitter Menuju Distilate Column

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



E. Jalur Pipa dari Distillate Column Menuju Diesel Stripper

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm





- Bore 50-150 mm

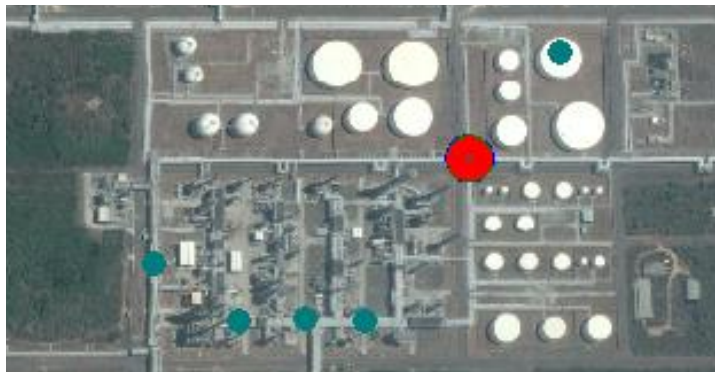


- Bore >150 mm



F. Jalur Pipa dari Diesel Stripper Menuju Diesel Storage Tank

- Bore 1-3 mm



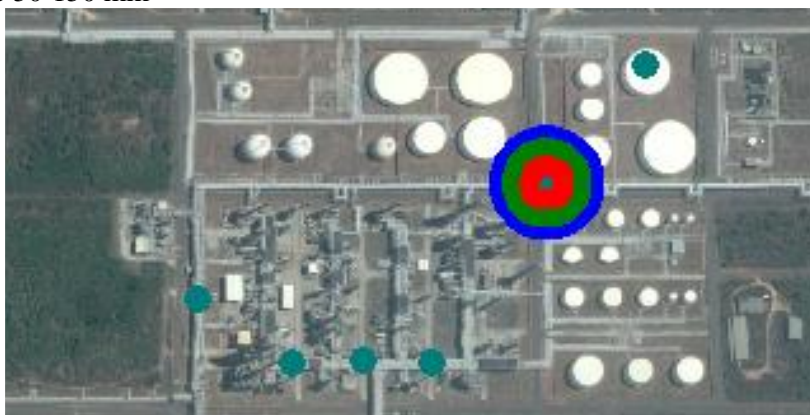
- Bore 3-10 mm



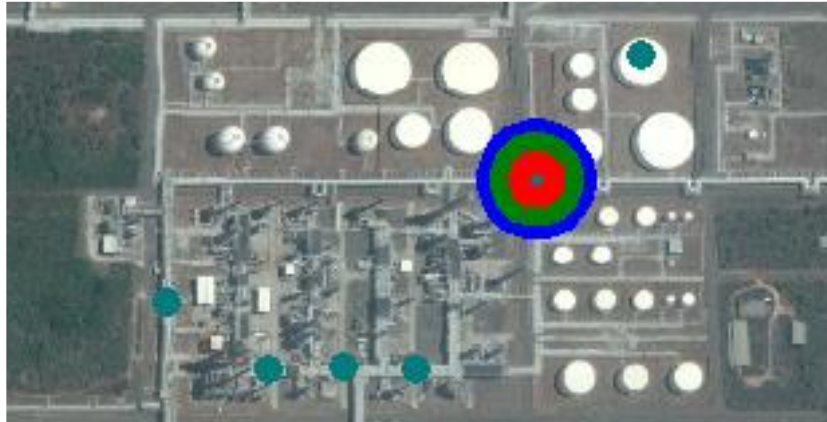
- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



G. Diesel Storage Tank

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm





- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



## H. Berth

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm





- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



## 2. Malam Hari

### A) Jalur Pipa dari Dermaga Menuju Feedstock Tank

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



B) Feedstock Tank

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm





- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



C) Jalur Pipa dari Feedstock Tank Menuju Precut Column

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



D) Jalur Pipa dari Precut Column Menuju Condensate Splitter

- Bore 1-3 mm





- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



E) Jalur Pipa dari Condensate Splitter Menuju Distillate Column

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm





- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



## F) Jalur Pipa dari Distillate Column Menuju Diesel Stripper

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm





- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



G) Jalur Pipa dari Diesel Stripper Menuju Diesel Storage Tank

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm





- Bore >150 mm



H) Diesel Storage Tank

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm



- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



- Bore >150 mm



## I) Berth

- Bore 1-3 mm



- Bore 3-10 mm





- Bore 10-50 mm



- Bore 50-150 mm



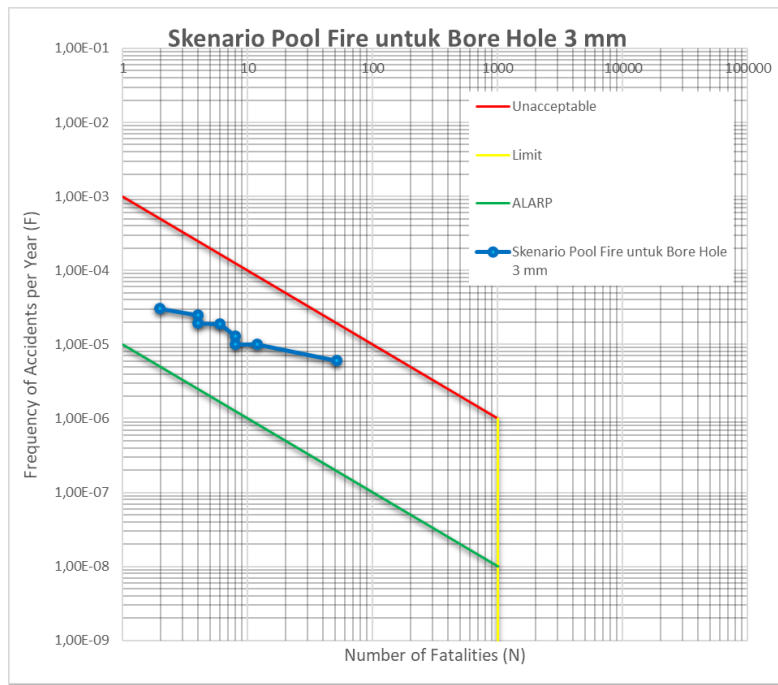
- Bore >150 mm



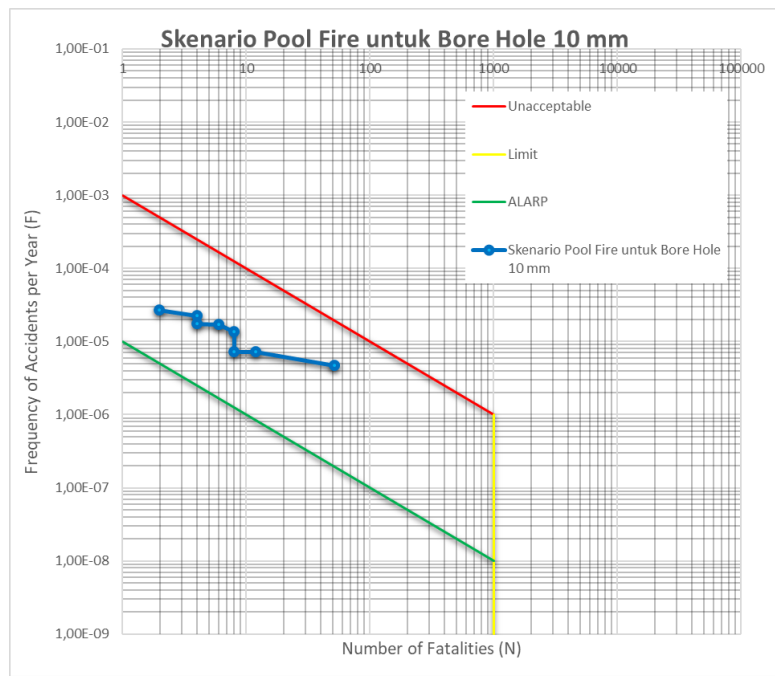


**Lampiran 5: Hasil Evaluasi Risiko dengan F-N Curve**

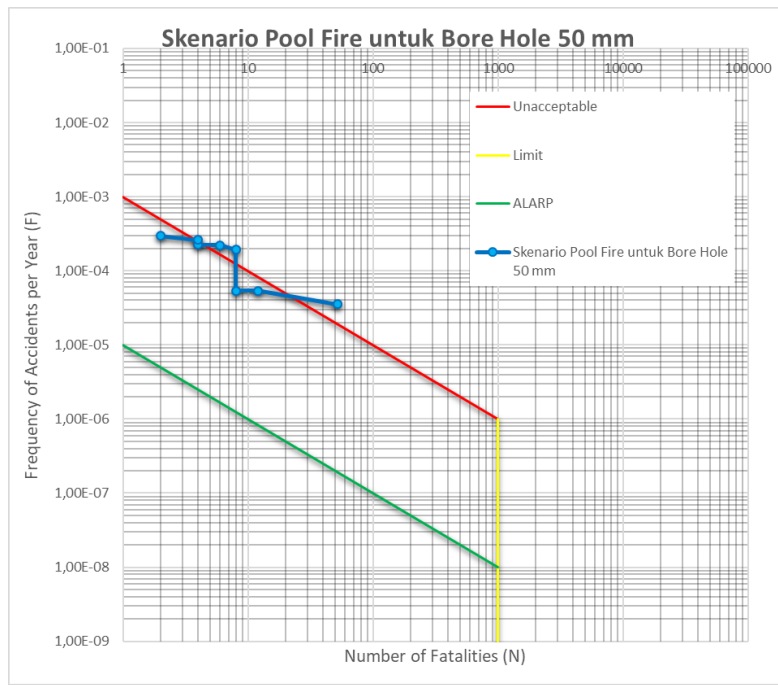
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



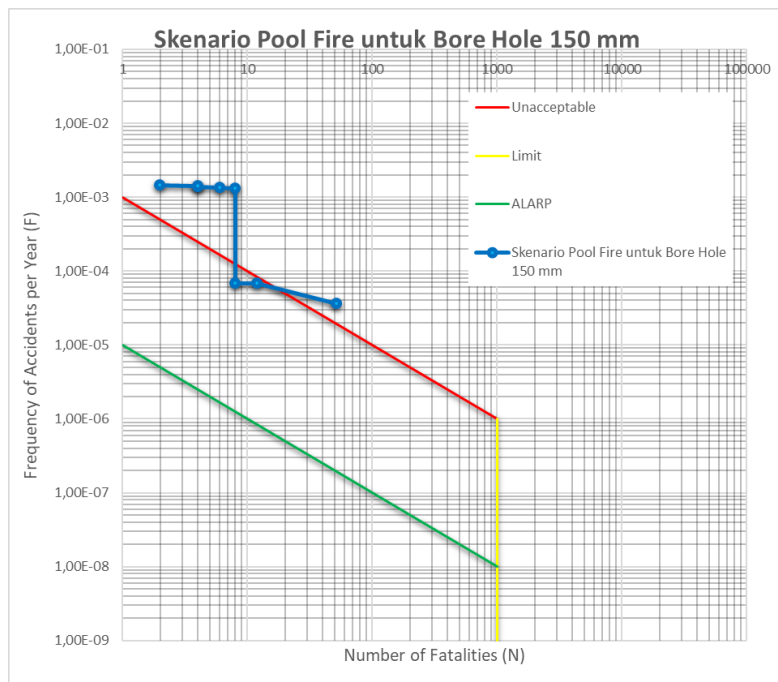
F-N Curve untuk *pool fire* dengan bore hole 3 mm



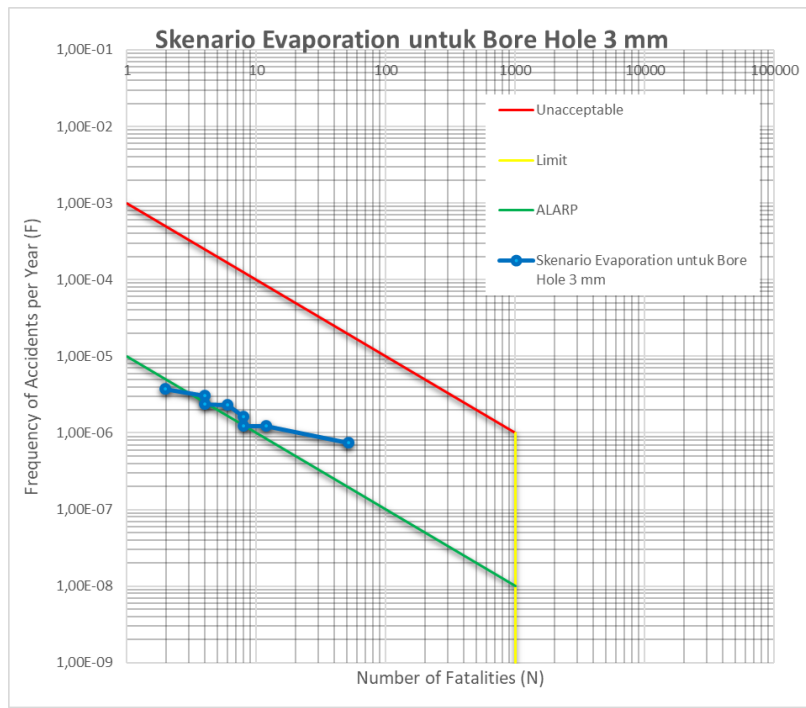
F-N Curve untuk *pool fire* dengan bore hole 10 mm



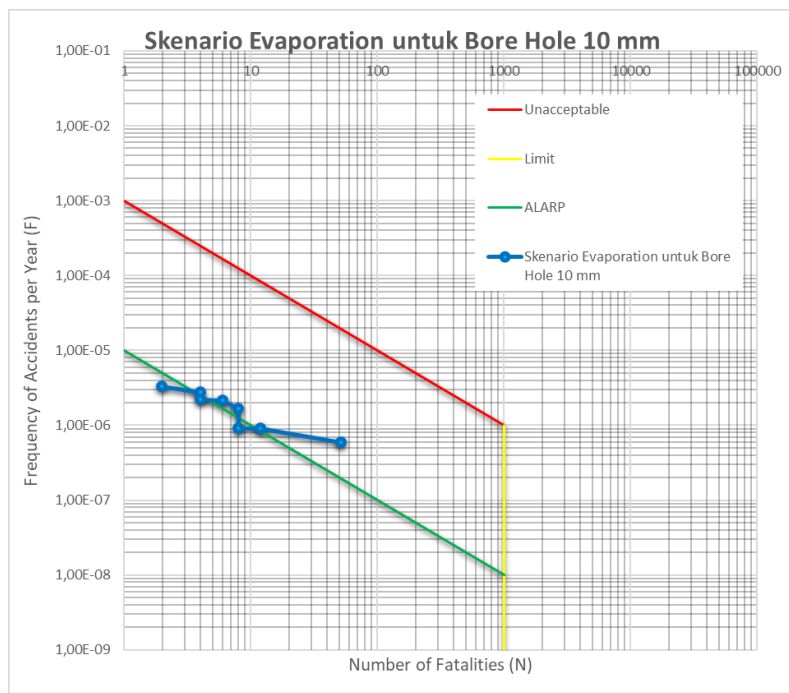
*F-N Curve untuk pool fire dengan bore hole 50 mm*



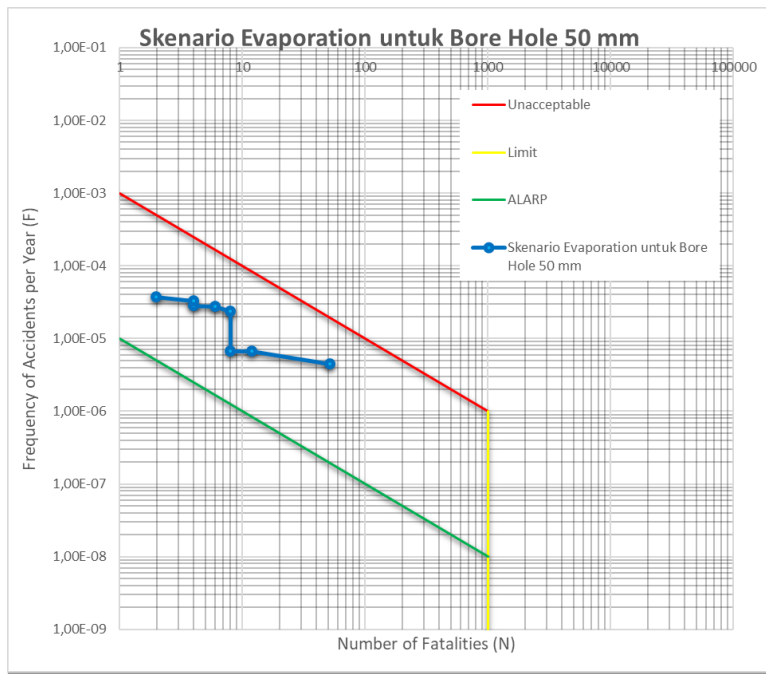
*F-N Curve untuk pool fire dengan bore hole 150 mm*



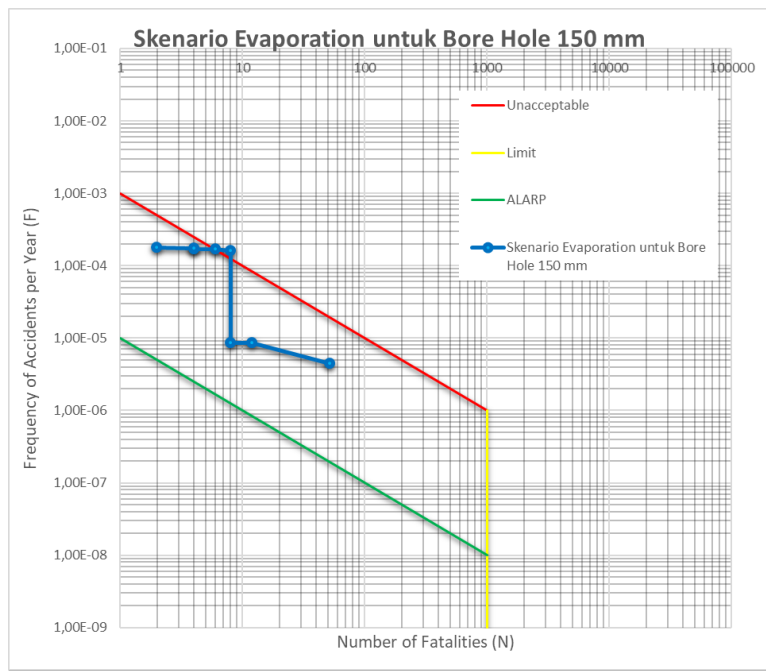
F-N Curve untuk *evaporation* dengan *bore hole* 3 mm



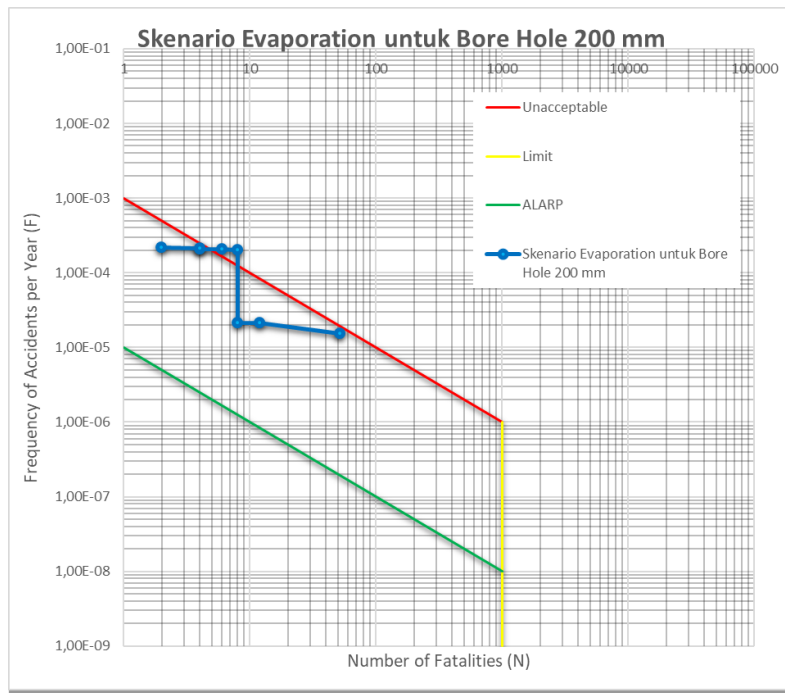
F-N Curve untuk *evaporation* dengan *bore hole* 10 mm



*F-N Curve untuk evaporation dengan bore hole 50 mm*



*F-N Curve untuk evaporation dengan bore hole 150 mm*



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

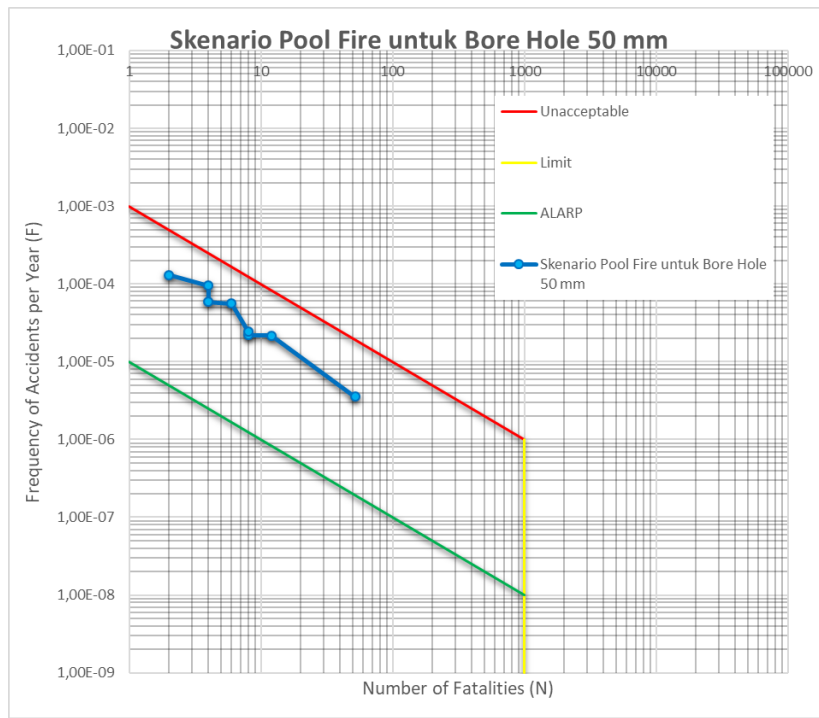


**Lampiran 6: Hasil Mitigasi**

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

### 1) Mitigasi untuk skenario *pool fire* dengan *bore hole* 50 mm

Scenario Pool Fire		Scenario Title: Pool Fire on Refinery Unit (50 mm)		Node Number 3		Scenario Pool Fire		Scenario Title: Pool Fire on Refinery Unit (50 mm)		Node Number 7					
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)				
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire			Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire			Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire						
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04	Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04	Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04				
	Tolerable		1,00E-06		Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Tolerable			1,00E-06	Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Tolerable		1,00E-06		
Initiating Event (Frequency)	Oil release from Feedstock Tank		5,20E-04	Initiating Event (Frequency)		Oil release from Feedstock Tank		2,80E-03	Initiating Event (Frequency)		Oil release from Feedstock Tank		2,80E-03		
Enabling Event or Condition	N/A			Enabling Event or Condition	N/A			Enabling Event or Condition	N/A						
Conditional Modifiers	Ignition probability	7,68E-02		Conditional Modifiers	Ignition probability	5,53E-02		Conditional Modifiers	Ignition probability	5,53E-02					
	Delayed ignition probability	1,10E-01			Conditional Modifiers	Delayed ignition probability	1,10E-01			Conditional Modifiers	Delayed ignition probability	1,10E-01			
Frequency of Unmitigated Consequence			3,55E-05	Frequency of Unmitigated Consequence			1,38E-04	Frequency of Unmitigated Consequence				1,38E-04			
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02		Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02		Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02					
	Pressure alarm	4,22E-02			Independent Protection Layers (IPL)	Pressure alarm	4,22E-02			Independent Protection Layers (IPL)	Pressure alarm	4,22E-02			
	Gas detector	1,00E-01				Independent Protection Layers (IPL)	Gas detector		1,00E-01			Independent Protection Layers (IPL)	Gas detector	1,00E-01	
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02					Independent Protection Layers (IPL)		CO <sub>2</sub> system		2,00E-02			Independent Protection Layers (IPL)	CO <sub>2</sub> system
Total PFD for all IPLs		1,00E-01		Total PFD for all IPLs				2,00E-02			Total PFD for all IPLs		2,00E-02		
Frequency of Mitigated Consequence			3,55E-06	Frequency of Mitigated Consequence					2,76E-06	Frequency of Mitigated Consequence					2,76E-06
Risk Status		ACCEPTABLE		Risk Status		ACCEPTABLE		Risk Status		ACCEPTABLE					
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector as IPL to reduce risk			Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO <sub>2</sub> system as IPL to reduce risk			Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install CO <sub>2</sub> system as IPL to reduce risk						
Notes				Notes				Notes							
References				References				References							



LOPA untuk node 3 (atas kiri), LOPA untuk node 7 (atas kanan), dan hasil mitigasi untuk *pool fire* dengan *bore hole* 50 mm (bawah)

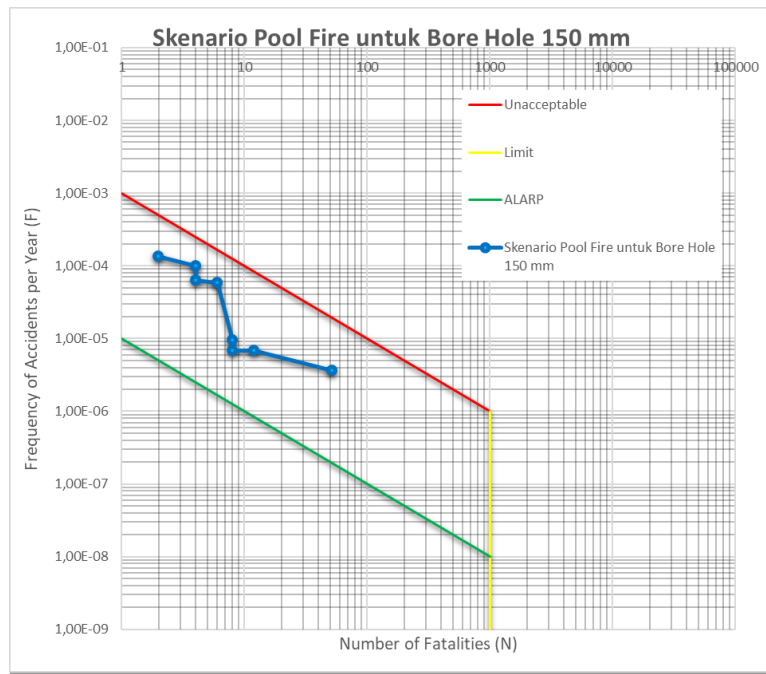
2) Mitigasi untuk skenario *pool fire* dengan *bore hole* 150 mm

Scenario Pool Fire		Scenario Title: Pool Fire on Refinery Unit (150 mm)		Node Number 3	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire				
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04		
	Tolerable		1,00E-06		
Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Precut Column area		7,50E-05		
Enabling Event or Condition	N/A				
Conditional Modifiers	Ignition probability	5,38E-01			
	Delayed ignition probability	1,10E-01			
Frequency of Unmitigated Consequence			3,59E-05		
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02			
	Pressure alarm	4,22E-02			
	Gas detector	1,00E-01			
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02			
Total PFD for all IPLs		1,00E-01			
Frequency of Mitigated Consequence			3,59E-06		
Risk Status		ACCEPTABLE			
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector as IPL to reduce risk				
Notes					
References					

Scenario Pool Fire		Scenario Title: Pool Fire on Refinery Unit (150 mm)		Node Number 7	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire				
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04		
	Tolerable		1,00E-06		
Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Storage Tank area 2		2,80E-03		
Enabling Event or Condition	N/A				
Conditional Modifiers	Ignition probability	4,98E-01			
	Delayed ignition probability	1,10E-01			
Frequency of Unmitigated Consequence			1,24E-03		
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02			
	Pressure alarm	4,22E-02			
	Gas detector	1,00E-01			
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02			
Total PFD for all IPLs		2,00E-03			
Frequency of Mitigated Consequence			2,48E-06		
Risk Status		ACCEPTABLE			
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector and CO2 system as IPL to reduce risk				
Notes					
References					

Scenario Pool Fire	Scenario Title: Pool Fire on Refinery Unit (150 mm)	Node Number 8	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Berth area		7,40E-05
Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	4,98E-01	
	Delayed ignition probability	1,10E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			3,28E-05
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02	
	Pressure alarm	4,22E-02	
	Gas detector	1,00E-01	
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02	
Total PFD for all IPLs		1,00E-01	
Frequency of Mitigated Consequence			3,28E-06
Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector as IPL to reduce risk		
Notes			
References			

LOPA untuk node 3 (atas kiri), LOPA untuk node 7 (atas kanan), dan LOPA untuk node 8 (bawah)

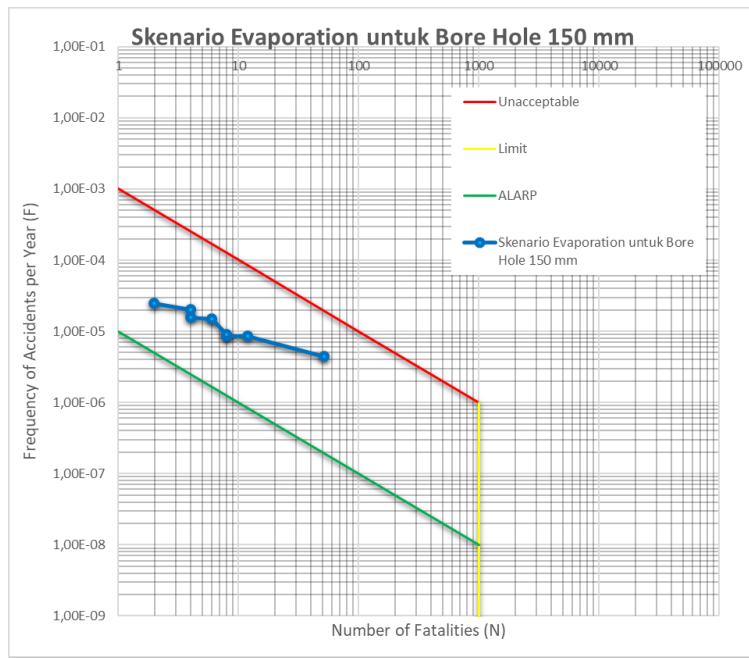


Hasil mitigasi untuk *pool fire* dengan *bore hole* 150 mm

### 3) Mitigasi untuk skenario *evaporation* dengan *bore hole* 150 mm

Scenario Evaporation	Scenario Title: Evaporation on Refinery Unit (150 mm)		Node Number 7	
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire			
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04	
	Tolerable		1,00E-06	
Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Storage Tank 2 area		7,50E-05	
Enabling Event or Condition	N/A			
Conditional Modifiers	Ignition probability	5,38E-01		
	Delayed ignition probability	1,10E-01		
Frequency of Unmitigated Consequence			4,44E-06	
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02		
	Pressure alarm	4,22E-02		
	Gas detector	1,00E-01		
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02		
Total PFD for all IPLs		1,00E-01		
Frequency of Mitigated Consequence			4,44E-07	
Risk Status		ACCEPTABLE		
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector and CO <sub>2</sub> system as IPL to reduce risk			
Notes				
References				

LOPA untuk node 7

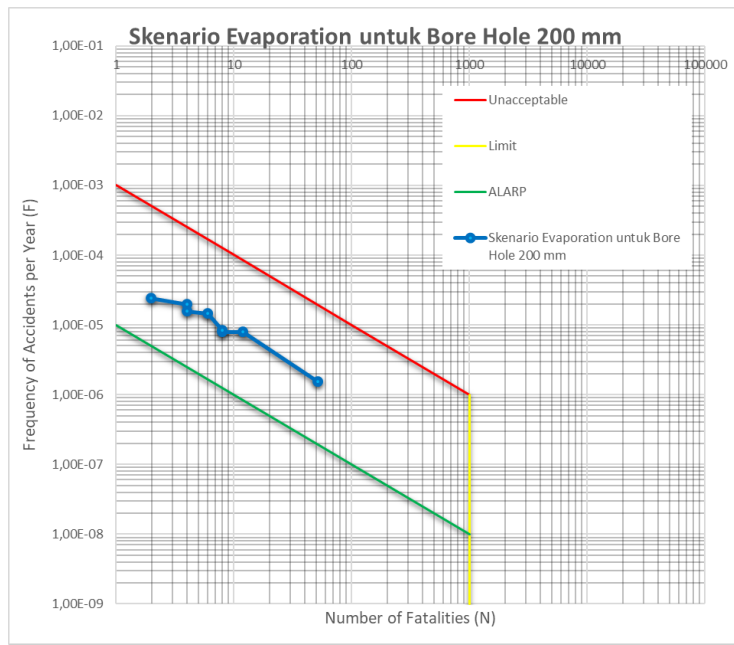


Hasil mitigasi untuk *evaporation* dengan *bore hole* 150 mm

#### 4) Mitigasi untuk skenario *evaporation* dengan *bore hole* 200 mm

Scenario Evaporation		Scenario Title: Evaporation on Refinery Unit (200 mm)		Node Number 3			
Date	Description	Probability	Frequency (Per Year)	Date	Frequency (Per Year)		
Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire			Consequence Description	Pipe or equipment leak because some component are failed and lead to fire		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04	Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action Required		1,00E-04
	Tolerable		1,00E-06		Tolerable		1,00E-06
Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Precut Column area		2,13E-04	Initiating Event (Frequency)	Oil release from 12 inch pipe in Storage Tank 2 area		2,80E-03
Enabling Event or Condition	N/A			Enabling Event or Condition	N/A		
Conditional Modifiers	Ignition probability	6,46E-01		Conditional Modifiers	Ignition probability	5,77E-01	
	Delayed ignition probability	1,10E-01			Delayed ignition probability	1,10E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1,51E-05	Frequency of Unmitigated Consequence			1,78E-04
Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02		Independent Protection Layers (IPL)	Temperature alarm	5,52E-02	
	Pressure alarm	4,22E-02			Pressure alarm	4,22E-02	
	Gas detector	1,00E-01			Gas detector	1,00E-01	
	CO <sub>2</sub> system	2,00E-02			CO <sub>2</sub> system	2,00E-02	
Total PFD for all IPLs		1,00E-01		Total PFD for all IPLs		2,00E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			1,51E-06	Frequency of Mitigated Consequence			3,55E-07
Risk Status		ACCEPTABLE		Risk Status		ACCEPTABLE	
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector as IPL to reduce risk			Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria	Install gas detector and CO <sub>2</sub> system as IPL to reduce risk		
Notes				Notes			
References				References			

LOPA untuk node 3 (kiri) dan LOPA untuk node 7 (kanan)



Hasil mitigasi untuk *evaporation* dengan *bore hole* 200 mm

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## BIODATA PENULIS



Penulis bernama Fatiya Indriana Sarasvati, merupakan anak ke-2 dari 2 bersaudara. Lahir pada tanggal 17 Juni 1996, di Bekasi, Jawa Barat. Penulis telah menyelesaikan jenjang pendidikan formal di SD Negeri Jatimulya 11, SMP Negeri 2 Bekasi, SMA Negeri 1 Tambun Selatan, dan melanjutkan pendidikan strata 1 di Departemen Teknik Sistem Perkapalan, Fakultas Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), Surabaya melalui jalur mandiri. Selama kuliah, penulis memilih kegiatan non-akademik dengan bergabung bersama ITS Marine

Solar Boat Team selama 3 tahun dari tahun 2014 hingga tahun 2017 sebagai sekretaris. Laboratorium *Reliability, Availability, Management, and Safety* (RAMS) dipilih penulis sebagai bidang dan tempat untuk menyelesaikan tugas akhir. Penulis pernah diberikan kesempatan sebagai presenter dalam seminar internasional yang bernama *International Seminar on Marine Technology* (SENTA) pada tahun 2017 dengan membawakan jurnal berjudul *Dispersion Estimation of Ship Gas Emission using Lagrangian Particle Dispersion Model (LPDM) Based on Automatic Identification System (AIS): A Study Case of Madura Strait*. Penulis pernah menjalani 2 kali *on the job training* atau kerja praktik di dua perusahaan yang berbeda yaitu di galangan kapal PT. Batam Expressindo Shipyard, Batam pada tahun 2016 dan di kilang minyak PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama, Tuban pada tahun 2018. Penulis dapat dihubungi melalui fatiyaindrianasarasvati@gmail.com.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*